

**КАЗАНСКИЙ ФЕДЕРАЛЬНЫЙ УНИВЕРСИТЕТ  
ИНСТИТУТ ГЕОЛОГИИ И НЕФТЕГАЗОВЫХ  
ТЕХНОЛОГИЙ**

*Кафедра высоковязких нефтей и природных битумов*

**И.И. МУХАМАТДИНОВ, А.И. НАБИЕВ, А.Ф. КЕМАЛОВ**

**МАШИНЫ И ОБОРУДОВАНИЕ  
НЕФТЕГАЗОВОГО ПРОИЗВОДСТВА**

**Учебное пособие**

**Казань - 2016**

**УДК 66-5**

**ББК Г24**

*Принято на заседании кафедры высоковязких нефтей и природных битумов*

*Протокол № 9 от 29 января 2016 года*

**Рецензенты:**

кандидат технических наук,

доцент кафедры теоретических основ теплотехники КНИТУ

**А.А. Мухаматдинов**

кандидат технических наук,

доцент кафедры высоковязких нефтей и природных битумов КФУ

**Р.А. Кемалов**

**Мухаматдинов И.И.**

Машины и оборудование нефтегазового производства: учебное пособие / И.И. Мухаматдинов, А.И. Набиев, под ред. профессора А.Ф. Кемалова. – Казань: Казан. ун-т, 2016. – 327 с.

В учебном пособии «Машины и оборудование нефтегазового производства» излагаются теоретические основы процессов, конструкции типовых аппаратов, принципы и методы расчета аппаратов, используемых для проведения этих процессов.

Предназначено в качестве учебного пособия для студентов, обучающихся по направлению «Нефтегазовое дело», изучающих курс «Машины и оборудование нефтегазового производства», а также для инженерно-технических и научных работников, занятых в сфере нефтяной и нефтеперерабатывающей отрасли.

**©Мухаматдинов И.И., Набиев А.И.,**

**Кемалов А.Ф.**

**©Казанский университет**

**2016**

## СОДЕРЖАНИЕ

<b>Введение</b>	6
Классификация основных процессов химической технологии	8
Гипотеза сплошности среды.	9
Режимы движения жидких сред	10
Силы и напряжения, действующие в жидких средах	12
Сила поверхностного натяжения. Массовые силы	13
<b>Теплообменные аппараты. Классификация и свойства теплоносителей</b>	15
Классификация и основные типы теплообменников	19
Кожухотрубчатые теплообменники	21
Теплообменники с неподвижными трубными решетками (тип Н)	22
Аппараты с температурным компенсатором на кожухе (тип К)	24
Теплообменники с U-образными трубами (тип У)	26
Теплообменные аппараты с плавающей головкой (тип П)	27
Элементы кожухотрубчатых теплообменных аппаратов	
Кожухи и распределительные камеры	29
Теплообменные трубы и трубные решетки	30
Перегородки	31
Отбойники	33
Интенсификация процесса теплообмена в кожухотрубчатых теплообменниках	34
<b>Теплообменные аппараты. Теплообменные аппараты типа «труба в трубе»</b>	38
Аппараты воздушного охлаждения	39
Оросительные теплообменники	40
Погружные змеевиковые теплообменники. Витые теплообменники	41
Аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала	43
Пластинчатые теплообменники	44
Спиральные теплообменники	47
Теплообменники с рубашкой. Циклонные теплообменники	50
Теплообменники из неметаллических конструкционных материалов	51
Блочные графитовые теплообменники	55
Теплообменники из стекла	56
Оборудование из керамических материалов	57
Оборудование с эмалированной поверхностью	58
Оборудование из пластмасс	59
<b>Массообменные аппараты. Тарельчатые массообменные аппараты</b>	62
Колпачковые тарелки с капсульными колпачками	67
Тарелки с S-образными элементами	71
Ситчатые тарелки с отбойными элементами	72

Решетчатые тарелки провального типа	73
Клапанные тарелки	75
Струйно-направленные (чешуйчатые) тарелки	77
<b>Массообменные аппараты. Насадочные массообменные аппараты</b>	80
Типы насадок	81
Гидродинамика насадочных колонн	86
Экстракционные аппараты для систем жидкость-жидкость.	
Колонные (гравитационные) экстракторы	87
Центробежные экстракторы	92
Устройства для распределения жидкости и пара в насадочных колоннах	93
Отбойные устройства	96
<b>Аппараты для сушки материалов.</b>	98
Конвективные аппараты	100
Конвективные барабанные сушилки	103
Аппараты для сушки материала в псевдоожиженном (кипящем) слое	105
Распылительные сушилки	108
Выбор сушильного агента	111
<b>Реакционные аппараты</b>	114
Конструкции аппаратов	116
Выбор материалов для изготовления деталей аппарата	121
Аппараты для жидкостных реакций	122
<b>Печи пиролиза и крекинга</b>	129
Аппараты для гетерогенных реакций	134
Газожидкостные реакторы	136
Аппараты для проведения реакций между газом и твердым веществом	144
Аппараты для проведения газовых реакций на твердом катализаторе	155
Перспективная реакционная техника	165
<b>Выпаривание и выпарные аппараты</b>	172
Однокорпусное выпаривание	174
Многокорпусное выпаривание	176
Схемы многокорпусных вакуум-выпарных установок	178
Классификация выпарных аппаратов	181
<b>Кристаллизаторы</b>	185
<b>Разделение неоднородных систем. Отстаивание.</b>	189
Фильтрация	191
Центрифугирование	198
Центрифуги периодического действия. Центрифуги непрерывного действия	199
Сепараторы. Гидроциклоны	203



Пылеочистное оборудование. Групповые циклоны. Батарейные циклоны	205
Рукавные фильтры	206
Аппараты мокрой пылеочистки	207
Скруббер Вентури. Электрофильтры.	208
<b>Насосное оборудование.</b> Классификация и области применения насосов	210
Параметры насосов	215
Конструктивные элементы центробежных, осевых и вихревых насосов	218
Конструкции насосов. Лопастные насосы	220
Объемные насосы	224
<b>Компрессоры.</b> Классификация и области применения компрессоров	230
Поршневые компрессоры	232
Клапаны поршневых компрессоров	235
Мембранные компрессоры	239
Роторные компрессоры. Ротационные компрессоры	243
Двухроторные компрессоры (типа Рутс)	244
Винтовые компрессоры	245
Осевые и центробежные компрессоры. Принцип действия, классификация и устройство турбокомпрессоров	248
Задачи по теплообменным аппаратам	253
Задачи по массообменным аппаратам	259
Задачи по сушильным аппаратам	268
Задачи по реакционным аппаратам	281
Задачи по выпарным аппаратам	296
Задачи по разделению неоднородных систем	300
Задачи по насосам и компрессорам	319
Библиографический список	323

Дисциплина «Машины и оборудование нефтегазового производства» является одной из фундаментальных общетехнических дисциплин. Она является завершающей в общетехнической подготовке студента и основополагающей в специальной подготовке.

Технология производства разнообразия химических продуктов и материалов включает ряд однотипных физических и физико-химических процессов, характеризующих общими закономерностями. Эти процессы в различных производствах проводятся в аналогичных по принципу действия аппаратах.

## **ВВЕДЕНИЕ**

Технология (techné-искусство, мастерство) - совокупность методов обработки, изготовления, изменения состояния, свойств, формы сырья, материала или полуфабриката в процессе производства.

Изучение технологических процессов составляет **предмет курса**. Технология, как наука, определяет условия практического применения законов естественных наук (физики, химии, механики и др.) для наиболее эффективного проведения разнообразных технологических процессов. Технология непосредственно связана с производством, а производство постоянно находится в состоянии изменения и развития.

**Основная задача курса**: выявление общих закономерностей процессов переноса и сохранения различных веществ; разработка методов расчета технологических процессов и аппаратов для их проведения; ознакомление с конструкциями аппаратов и машин, их характеристиками.

Современное химическое предприятие - это сложный комплекс машин и оборудования, в который входят аппараты и машины, предназначенные для химических процессов; емкостное оборудование для хранения жидкостей и газов; трубопроводы; машины для перемещения

жидкостей и газов; машины для транспортировки твердых сыпучих продуктов.

Рациональная конструкция машины и аппарата должна удовлетворять производственным, конструктивным и технико-экономическим требованиям, а также технике безопасности. Удовлетворить всем этим требованиям в максимальной степени не всегда возможно, поэтому задача заключается в том, чтобы создать наиболее приемлемую конструкцию, которая отвечала бы техническим условиям.

К этим требованиям относятся:

1. Простота, компактность, надежность и технологичность конструкции с точки зрения удобства и дешевизны изготовления, монтажа, эксплуатации и ремонта; стандартизация узлов и деталей; правильный выбор допусков.

2. Механическая надежность: прочность, жесткость, устойчивость, герметичность и долговечность.

3. Обеспечение требуемого технологического режима:

- а) непрерывность процесса;
- б) соблюдение требуемых параметров;
- в) получение продукта требуемого качества;
- г) устойчивость работы при небольших колебаниях в производстве;
- д) наиболее длительная работа между остановками на очистку и ремонт;
- е) удобство обслуживания;
- ж) хорошая регулировка и возможность контроля работы;
- з) механизация и автоматизация процесса;
- и) высокий КПД.

4. Интенсификация процесса, малый вес, малый расход мощности, невысокая стоимость, возможность изготовления аппарата из недефицитных материалов, стойкость против коррозии.

5. Безопасность обслуживания, наличие оградительных устройств и предохранительных клапанов в аппаратах, работающих под давлением, безопасность операций по загрузке и разгрузке.

6. Минимальная стоимость проектирования, изготовления и эксплуатации, удобство перевозки.

7. Соответствие конструкции требованиям Госгортехнадзора [1].

### **Классификация основных процессов химической технологии**

Современная химическая технология изучает процессы производства различных кислот, щелочей, солей, минеральных удобрений, продуктов переработки нефти и каменного угля, органических соединений, полимеров и др. Однако, несмотря на огромное разнообразие химических продуктов, получение их связано с проведением ряда однотипных процессов (перемещение жидкостей и газов, нагревание и охлаждение, сушка, химическое взаимодействие и т.д.). Итак, в зависимости от законов, определяющих скорость протекания процессов, они могут быть объединены в следующие группы:

1. Гидромеханические процессы, скорость которых определяется законами гидромеханики. Сюда относятся транспортирование жидкостей и газов, получение и разделение неоднородных систем и др.

2. Тепловые процессы, скорость которых определяется законами переноса теплоты (охлаждение и нагревание жидкостей и газов, конденсация паров, кипение жидкостей и др.).

3. Массообменные процессы, скорость которых определяется законами переноса массы из одной фазы в другую через поверхность раздела фаз (абсорбция, адсорбция, экстракция, перегонка жидкостей, сушка и др.)

4. Химические процессы, скорость которых определяется законами химической кинетики.

5. Механические процессы, которые описываются законами механики твердых тел (измельчение, сортировка, смешение твердых материалов и др.).

Перечисленные процессы составляют основу большинства химических производств и поэтому называются основными (типовыми) процессами химической технологии.

«Машины и оборудование нефтегазового производства» изучает первые три группы, четвертую группу изучает дисциплина общей химической технологии, пятая группа – предмет специальных дисциплин профилирующих кафедр.

В зависимости от того, изменяются или не изменяются во времени параметры процессов (скорости движения потока, температура, давление и т.д.) их подразделяют на стационарные (установившиеся) и нестационарные (неустановившиеся). Обозначим параметр как  $U$ , тогда:

$$\frac{\partial U}{\partial \tau} = 0 \text{ - стационарный процесс } U(x,y,z)$$

$$\frac{\partial U}{\partial \tau} \neq 0 \text{ - нестационарный процесс } U(x,y,z,\tau)$$

Периодический процесс характеризуется единством места проведения его отдельных стадий. Процесс нестационарный.

Непрерывный процесс характеризуется единством времени протекания всех его стадий. Процесс установившийся (стационарный).

Встречаются комбинированные процессы - отдельные стадии проводятся непрерывно, отдельные периодически [1].

### **Гипотеза сплошности среды**

Жидкая среда заполняет тот или иной объем без каких-либо свободных промежутков, сплошным образом.

Жидкая среда, благодаря изменению расстояния между частицами, меняет внешнюю конфигурацию, т.е. деформируется. Для твердого тела подвижность частиц мала, а для жидких сред велика. Поэтому мерой

подвижности частиц для жидких сред служат уже не сами смещения, а скорость смещения частиц, т.е. скорости деформации. Следовательно, для сплошной жидкой среды мерами подвижности частиц, служат их скорости и скорости деформации. Замкнутая поверхность, состоящая из одних и тех же частиц, будет непрерывно деформироваться. Если нет разрыва сплошной среды, то реализуется непрерывность распределения в объеме скорости и плотности частиц.

Под частицей сплошной среды подразумевают не любую сколь угодно малую часть ее объема, а весьма небольшую его часть, содержащую все же внутри себя миллиарды молекул. В общем случае минимальная цена деления макроскопического масштаба пространственной  $\Delta l$  или временной  $\Delta t$  координаты должна быть достаточно малой, чтобы пренебречь изменением макроскопических физических величин в пределах  $\Delta l$  или  $\Delta t$ , и достаточно большой, чтобы, пренебречь флуктуациями макроскопических величин, полученных осреднением микроскопических величин по времени  $\Delta t$  или частицы  $\Delta l^3$ . Выбор минимальной цены деления макроскопического масштаба определяется характером решаемой задачи.

Движение макроскопических объемов среды приводит к переносу массы, импульса и энергии [1].

### **Режимы движения жидких сред**

При течении жидкой среды (жидкости) реализуется два режима: *ламинарный* и *турбулентный*.

При *ламинарном* режиме жидкость течет малой скоростью, отдельными струйками, не смешиваясь, параллельно стенкам канала при этом траектории отдельных частиц не пересекаются, все частицы имеют лишь продольную составляющую скорости.

С увеличением скорости движения потока жидкости картина качественно меняется. Траектории частиц представляют сложные, хаотические кривые, пересекающиеся между собой. Во всех точках потока

скорость и давление нерегулярно изменяются с течением времени, пульсируют вокруг некоторых своих средних значений, возникают поперечные составляющие скорости. Этот режим движения жидкости называется *турбулентным*. Режим может изменяться с изменением диаметра канала и вязкости жидкости. В турбулентном потоке можно говорить не об актуальных, но только об осредненных за достаточно протяженный отрезок времени величинах скорости и давления.

Между ламинарным и турбулентным режимами движения жидкости находится *область развития турбулентности*. В этой области турбулентность имеет переменную интенсивность, увеличивающуюся с ростом скорости.

При турбулентном режиме малые возмущения, возникающие в реальных условиях, не затухают, происходит развитие нерегулярного хаотического движения отдельных объемов среды (вихрей). Вихри не являются устойчивыми, четко ограниченными в пространстве образованиями. Они зарождаются, распадаются на более мелкие вихри, затухают с переходом энергии в тепловую.

При выполнении расчетов гидравлических сопротивлений, тепловых и массообменных процессов, происходящих в аппаратах и машинах, необходимо знать режимы течения жидкостей, поскольку для ламинарного режима характерны одни закономерности, а для турбулентного другие.

Количественно режим течения определяется по критерию Рейнольдса:

$$\text{Re} = \frac{\rho w \ell}{\mu} = \frac{w \ell}{\nu} \quad (1)$$

где  $w$ -средняя скорость потока,  $\rho$ - плотность жидкости,  $\ell$ - характерный размер живого сечения потока,  $\mu, \nu$ - коэффициенты динамической и кинематической вязкости. Для круглой трубы:

$0 < \text{Re} < 2320$  – ламинарный режим;

$2320 < \text{Re} < 10^4$  - происходит развитие турбулентности;

$Re > 10^4$ -развитый турбулентный режим.

Для круглой трубы  $Re_{кр} = 2320$ . Для каждого типа движения существует свое критическое число [1].

### Силы и напряжения, действующие в жидких средах

Силы, действующие в жидких средах, делятся на массовые и поверхностные.

*Поверхностные силы на поверхностях, отделяющих данный объем от окружающей среды.* Поверхностные силы могут быть нормальными (сжимающие и растягивающие), касательного и поверхностного напряжения. Сопротивлением жидкости растягивающим силам можно пренебречь. Поверхностные силы непрерывно распределены по поверхности (рис. 1).

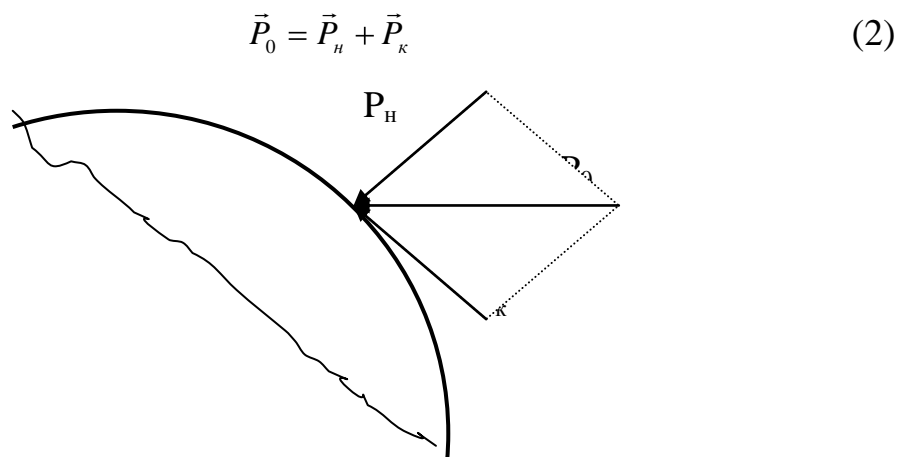


Рис. 1 – Поверхностные силы

$P_n$ - нормальная сила или сила давления,

$P_\kappa$ - касательная сила или сила трения. Сила  $P_n$  создает давление в жидкости:

$$p = \frac{P_n}{F} \quad \text{или} \quad p = \lim_{\Delta F \rightarrow 0} \frac{\Delta P_n}{\Delta F} - \text{давление в точке} \quad (3)$$

где  $F$ - площадь.

Гидростатическое давление в точке одинаково по всем направлениям и зависит только от положения точки внутри жидкости, т.е.  $p = f(x, y, z)$ . Для случая гидродинамики давление в точке определяется как:



$$P = \frac{P_1 + P_2 + P_3}{3}, \quad (4)$$

где  $P_{1,2,3}$ - главные нормальные напряжения в точке.

Отношение касательной силы к величине площади, на которую она действует, называется касательным напряжением:

$$\tau = \frac{P_\kappa}{F} \text{ или } \tau = \lim_{\Delta F \rightarrow 0} \frac{\Delta P_\kappa}{\Delta F} - \text{касательное напряжение в точке.} \quad (5)$$

### **Сила поверхностного натяжения**

На межфазной поверхности жидкости существует тонкий слой, в котором возникает напряжение, т.к. молекулы жидкости, находящиеся на поверхности, сильнее притягиваются молекулами внутренних слоев, чем молекулами другой фазы на межфазной поверхности. Действие сил поверхностного натяжения проявляется в стремлении жидкости уменьшить свою поверхность. На создание новой поверхности  $F$  необходимо затратить некоторую работу  $A$ . Величина работы  $A$ , которую нужно затратить для образования единицы новой поверхности жидкости при постоянной температуре, называется коэффициентом поверхностного натяжения:

$$\sigma = \frac{A}{F} \quad (6)$$

Вследствие поверхностного натяжения на любой искривленной межфазной поверхности жидкости возникает давление. Величина этого давления определяется формулой Лапласа:

$$P_\sigma = \frac{2\sigma}{R}, \quad (7)$$

где  $R$ - радиус кривизны поверхности  $R = \infty$  и  $P_\sigma = 0$ .

### **Массовые силы**

Массовые силы действуют на каждую частицу данного объема жидкости. К ним относятся: сила тяжести, центробежная сила, сила инерции и сила Кориолиса.

Сила тяжести:

$$P_T = mg, \quad (8)$$

Сила центробежная:

$$P_{цб} = m\omega^2 r, \quad (9)$$

Сила инерции:

$$P_{ин} = ma, \quad (10)$$

Сила Кориолиса:

$$P_{кор} = m\omega w_{отн} \quad (11)$$

где  $m$ - масса,  $g$ - ускорение силы тяжести;  $\omega$  - угловая скорость вращения;  
 $a$  – ускорение;  $r$  – радиус вращения;  $w_{отн}$  – относительная скорость [1].

## **ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ**

Неотъемлемая часть любого технологического процесса получения химических продуктов – теплообменные процессы (нагревание, охлаждение, испарение, конденсация). Аппараты или устройства, в которых происходит передача теплоты от одного теплоносителя к другому, называют **теплообменниками**.

Теплообменные аппараты предназначены для проведения процессов теплообмена при необходимости нагревания или охлаждения технологической среды с целью ее обработки или утилизации теплоты.

Теплообменная аппаратура составляет весьма значительную часть технологического оборудования в химической и смежных отраслях промышленности. Удельный вес на предприятиях химической промышленности теплообменного оборудования составляет в среднем 15-18 %, в нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности 50 %. Значительный объем теплообменного оборудования на химических предприятиях объясняется тем, что почти все основные процессы химической технологии связаны с необходимостью подвода или отвода теплоты [2,3].

### **Классификация и свойства теплоносителей**

Тепловые процессы протекают при взаимодействии не менее чем двух сред с различными температурами, причем теплота переходит от среды с большей температурой к среде с меньшей температурой без затраты работы. Движущиеся среды, участвующие в переносе теплоты, называются **теплоносителями**.

Выбор теплоносителей для осуществления теплообмена в аппаратах определяется рядом условий: назначением и характером теплового процесса (нагревание, охлаждение, испарение, конденсация); конструкцией теплообменного аппарата; теплофизическими, химическими и

эксплуатационными свойствами теплоносителей; экономическими соображениями и т.д.

Теплоносители, используемые в теплообменных аппаратах и энергетических установках, разделяются по агрегатному состоянию на твердые, жидкие и газообразные.

**Твердые теплоносители** применяются в высокотемпературных процессах нефтеперерабатывающей, металлургической и других отраслях промышленности для нагрева газов, перегрева водяного пара и паров органических жидкостей до температур 1000-2000 °С. Они выпускаются в виде шариков диаметром 8-12 мм или более мелких зернистых фракций, изготовленных из стали, чугуна, кремнезема, каолина, окислов алюминия, магния, циркона и пр. Твердые жаростойкие теплоносители получили применение в теплообменниках с неподвижным, падающим или псевдокипящим слоем.

К **жидким теплоносителям** относятся обычная и тяжелая вода, минеральные масла, дифенил, кремнийорганические соединения, расплавы металлов, сплавов и солей.

К **газовым теплоносителям** относятся воздух, дымовые газы, азот, углекислый газ, двуокись серы, водород, гелий, а также пары воды. При температурах, превышающих 2000 °С, применяются ионизированные газы – так называемая низкотемпературная плазма.

При температурах ниже окружающей среды и ниже 0 °С применяются хладоносители и хладоагенты (водные растворы солей щелочных металлов, аммиак, углеводороды, хладоны и др.), а при очень низких температурах – криогенные жидкости (жидкие азот, кислород, воздух, гелий).

Свойства теплоносителей многообразны и имеют большое значение при проектировании и организации теплотехнического процесса. Поэтому при выборе теплоносителей следует учитывать наиболее важные их технологические свойства. К теплофизическим свойствам теплоносителей

относятся плотность, теплоемкость, теплопроводность, теплота парообразования, температура кипения, температура плавления.

Теплоносители, обладающие большой **плотностью**, как правило, дают возможность переносить теплоту в больших количествах при малых собственных температурных перепадах. Для них не требуется больших проходных сечений каналов в аппаратах и трубопроводах, невелики емкости для их хранения. С этой точки зрения газы наименее пригодны как теплоносители.

Теплоносители с большой **теплоемкостью** аккумулируют много теплоты в малом количестве массы, чем достигается снижение расхода теплоносителя, экономия энергии на его транспорт, уменьшение затрат на трубопроводы и емкости для хранения. Вода, обладающая большой теплоемкостью, выгодно отличается от других жидкостей, металлов и газов.

**Коэффициент теплопроводности** теплоносителей существенно влияет на коэффициент теплоотдачи в теплообменном аппарате. Чем выше коэффициент теплопроводности, тем больше коэффициент теплоотдачи на стороне этого теплоносителя. Поэтому жидкие металлы превосходят по теплоотдаче жидкости и газы.

**Теплота парообразования (испарения)** имеет важное значение при теплообмене с фазовым превращением, ее величина определяет расход теплоносителя.

**Температура кипения** теплоносителя определяет его давление в процессе передачи теплоты. Предпочтителен такой теплоноситель, у которого высокая температура кипения, и с повышением температуры кипения давление насыщения паров резко не возрастает. Малые давления паров в теплообменнике позволяют иметь тонкостенные аппараты и трубопроводы, т.е. облегчают и удешевляют теплообменное устройство.

**Температура плавления** теплоносителей должна быть низкой, чтобы в условиях окружающей среды теплоноситель не затвердевал и при остановке теплообменника оставался в жидком состоянии. Если

температура плавления превышает 20 °С, то возможно застывание его до твердого состояния при остановке всей технологической системы. Эксплуатация таких систем возможна только при сооружении специальных обогревающих устройств.

Вещества, применяемые в качестве теплоносителей, должны быть:

- химически стойкими в широком интервале температур;
- не должны разлагаться, вступать в химические взаимодействия с конструкционными материалами (металлами, смазочными материалами);
- не менять своих свойств в контакте с воздухом и водяным паром;
- не образовывать взрыво- и пожароопасную смесь при контакте с другими веществами.

При выборе теплоносителей для определенных технологических условий необходимо учитывать такие факторы и свойства, как стабильность теплофизических и химических показателей; удобство хранения; транспортабельность; простота заправки и опорожнения; пожаро- и взрывобезопасность; токсичность; распространенность и простота получения.

**Двухкомпонентные теплоносители.** Для интенсификации теплообмена в технологических аппаратах применяются неподвижные насадки из небольших твердых тел, через которые пропускается охлаждаемая или нагреваемая газовая среда. Таким образом, неподвижная насадка является вторым компонентом, участвующим в теплообмене. Насадка представляет собой пористую керамику, кусочки кокса, кольца Рашига, различные катализаторы в кусках, таблетках и т.д.

В производственной практике имеются тепло-массообменные процессы и аппараты, в которых применяются **трехкомпонентные теплоносители** в виде паровоздушной смеси и активированного угля (силикагеля, катализатора и т.д.). Установлено, что в паровоздушном запыленном потоке интенсивность теплообмена возрастает в 2-3 раза по

сравнению с сухим запыленным воздушным потоком и в 1,8 раза по сравнению с не запыленным паровоздушным потоком [2,4].

### **Классификация и основные типы теплообменников**

Теплообменные аппараты можно классифицировать по следующим признакам.

#### **По конструкции:**

##### **1. Аппараты, изготовленные из труб:**

###### **а) кожухотрубчатые:**

- с неподвижными трубными решетками ТН;
- с линзовым компенсатором на корпусе ТК;
- с плавающей головкой ТП;
- с U-образными трубами ТУ;
- с витым змеевиковым трубным пучком ТВ.

###### **б) теплообменники типа «труба в трубе» ТТ;**

###### **в) оросительные ТО;**

###### **г) погружные змеевиковые ТПЗ;**

###### **д) воздушного охлаждения ТВО;**

###### **е) из оребренных труб ТР.**

##### **2. Аппараты, изготовленные из листового материала:**

###### **а) пластинчатые:**

- разборные ТПР;
- полуразборные ТПП;
- сварные неразборные ТПС.

###### **б) спиральные ТС;**

###### **в) с рубашкой из листа ТРЛ.**

##### **3. Аппараты, изготовленные из неметаллических материалов:**

###### **а) с эмалированной поверхностью ТЭМ;**

###### **б) из стекла ТСТ;**

###### **в) из графита ТГ;**

г) из пластмассы, фторопласта ТФ.

**По назначению:** холодильники, подогреватели, испарители, конденсаторы.

**По направлению движения теплоносителей:** прямоточные, противоточные, перекрестного тока.

В общем выпуске теплообменных аппаратов для химической промышленности около 80 % занимают кожухотрубчатые теплообменники. Эти теплообменники достаточно просты в изготовлении и надежны в эксплуатации и в то же время достаточно универсальны, т.е. могут быть использованы для осуществления теплообмена между газами, парами, жидкостями в любом сочетании теплоносителей. Теплообменники типа «труба в трубе» и змеевиковые составляют около 8 %.

Из-за разнообразия требований, предъявляемых к теплообменникам, применяют аппараты самых различных конструкций и типов. Теплообменники различаются по допускаемым давлениям и температурам рабочей среды, а также по материалам, из которых изготовлен аппарат.

Существуют рекомендации общего характера, которыми можно руководствоваться при выборе конструкции теплообменника и схемы движения в нем теплоносителей:

1. При высоком давлении теплоносителей предпочтительнее трубчатые теплообменники. В этом случае в трубное пространство желательно направить теплоноситель с более высоким давлением, поскольку из-за малого диаметра трубы могут выдержать большее давление, чем корпус.

2. Коррозионный теплоноситель в трубчатых теплообменниках целесообразно направлять по трубам, т.к. в этом случае при коррозионном изнашивании не требуется замены корпуса теплообменника.

3. При использовании коррозионных теплоносителей предпочтительнее теплообменные аппараты из полимерных материалов,



например, из фторопласта, обладающего уникальной коррозионной стойкостью.

4. Если один из теплоносителей загрязнен или дает отложения, то целесообразно направлять его с той стороны теплообмена, которая более доступна для очистки.

5. Для улучшения теплообмена не всегда требуется увеличение скорости теплоносителя (при конденсации паров для улучшения теплообмена необходимо обеспечить хороший отвод конденсата с теплообменной поверхности).

К теплообменникам предъявляют следующие требования:

- а) небольшие габаритные размеры при высокой производительности;
- б) высокий коэффициент теплопередачи;
- в) малое гидравлическое сопротивление;
- г) герметичность со стороны каждой среды;
- д) возможность разборки конструкции и чистки [2,5].

### **Кожухотрубчатые теплообменники**

По ГОСТ 9929 стальные кожухотрубчатые теплообменники изготавливают следующих типов:

- Н – с неподвижными трубными решетками;
- К – с температурным компенсатором на кожухе;
- П – с плавающей головкой;
- У – с U-образными трубами.

Медные кожухотрубчатые аппараты по ГОСТ 11971 изготавливают двух типов (Н и К).

В зависимости от назначения кожухотрубчатые аппараты могут быть теплообменниками, холодильниками, конденсаторами и испарителями. Их изготавливают одно- и многоходовыми. Кожухотрубчатые теплообменники могут иметь поверхность теплообмена от 1 до 5000 м<sup>2</sup>, условное давление в

трубном или межтрубном пространстве от 0,6 до 16 МПа, температура жидких и газообразных сред от –60 до 600 °С.

Использование стальных кожутрубчатых теплообменников в химическом производстве составляет: Н – 75 %, К – 15 %, У – 3 %, П – остальное [2,6].

### **Теплообменники с неподвижными трубными решетками (тип Н)**

Схема теплообменника с неподвижными трубными решетками приведена на рис. 2. В кожухе 1 размещен трубный пучок, теплообменные трубы 2 которого развальцованы в трубных решетках 3. Трубная решетка жестко соединена с кожухом. С торцов кожух аппарата закрыт распределительными камерами 4 и 5. Кожух и камеры соединены фланцами.

Для подвода и отвода рабочих сред (теплоносителей) аппарат снабжен штуцерами. Один из теплоносителей в этих аппаратах движется по трубам, другой – в межтрубном пространстве, ограниченном кожухом и наружной поверхностью труб.

Особенностью аппаратов типа Н является то, что трубы жестко соединены с трубными решетками, а решетки приварены к кожуху. В связи с этим исключена возможность взаимных перемещений труб и кожуха, поэтому аппараты этого типа называют теплообменниками жесткой конструкции.

В кожухотрубчатых теплообменниках для достижения больших коэффициентов теплоотдачи необходимы достаточно высокие скорости теплоносителей: для газов 8-30 м/с; для жидкостей не менее 1,5 м/с. Скорость теплоносителей обеспечивают подбором площади сечения трубного и межтрубного пространства.

Теплообменники типа Н отличаются простым устройством и сравнительно дешевы, однако им присущи два крупных недостатка.

Во-первых, наружная поверхность труб не может быть очищена от загрязнений механическим способом. Слой отложений или накипи на поверхности труб имеет малый коэффициент теплопроводности и способен существенно ухудшать теплопередачу в аппарате.

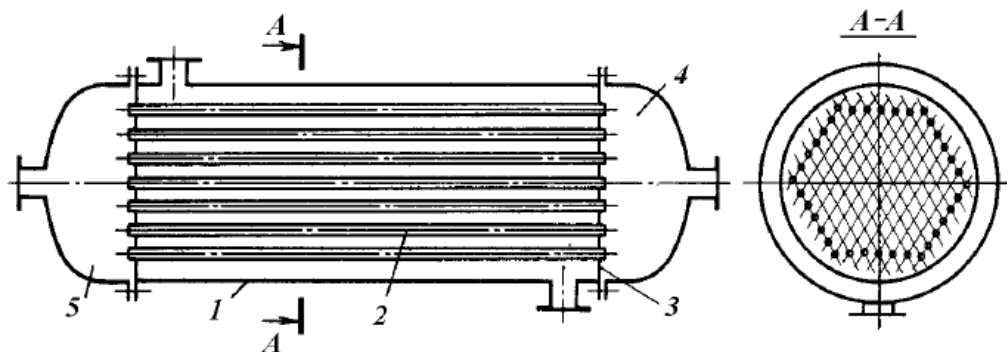


Рис. 2 – Теплообменник с неподвижной трубной решеткой

Во-вторых, область применения теплообменников типа Н ограничена возникновением в кожухе и трубах аппарата температурных напряжений. Это явление объясняется тем, что кожух и трубы ТН при его работе претерпевают разные температурные деформации, т.к. температура кожуха близка к температуре теплоносителя, циркулирующего в межтрубном пространстве, а температура труб – к температуре теплоносителя с большим коэффициентом теплоотдачи.

Разность температурных удлинений возрастает, если кожух и трубки изготовлены из материалов с различными температурными коэффициентами линейного расширения. Возникающие при этом напряжения могут вызвать устойчивые деформации и даже разрушение конструкции.

По этой причине ТА типа Н используют при небольшой разности температур (менее 50 °С) кожуха и труб, при этом возможна самокомпенсация конструкции. Однако, серийно выпускаемые ТА рекомендованы для работы при еще меньшей разности температур (менее 30 °С). Для исключения значительных температурных напряжений при пуске аппаратов типа Н сначала направляют теплообменную среду в

межтрубное пространство для выравнивания температур кожуха и труб, а затем вводят среду в трубы [2,6].

### Аппараты с температурным компенсатором на кожухе (тип К)

В этих аппаратах для частичной компенсации температурных деформаций используют специальные гибкие элементы (расширители и компенсаторы), расположенные на кожухе. Теплообменник типа К имеет вваренный между двумя частями кожуха 1 линзовый компенсатор 2 и обтекатель 3 (рис. 3). Обтекатель уменьшает гидравлическое сопротивление

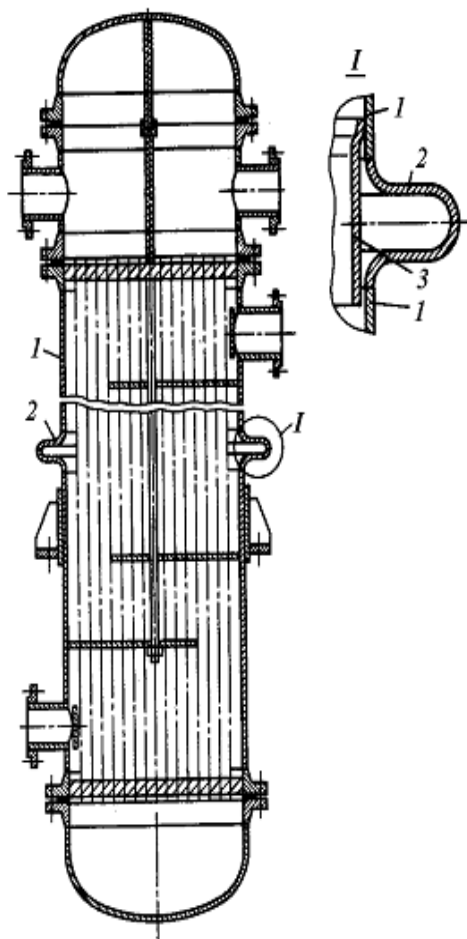


Рис. 3 – Вертикальный кожухотрубчатый теплообменник с температурным компенсатором на кожухе

межтрубного пространства и приваривается к кожуху со стороны входа теплоносителя в межтрубное пространство.

Наиболее часто используют одно- и многоэлементные линзовые компенсаторы, изготавливаемые обкаткой из коротких цилиндрических обечаек. Линзовый элемент, показанный на рис 4, сварен из двух полулинз, полученных из листа штамповкой. Компенсирующая способность линзового компенсатора примерно пропорциональна числу линзовых элементов в нем.

Однако применять компенсаторы с числом линз более четырех не рекомендуется, т.к. резко снижается

сопротивление кожуха изгибу. Для увеличения компенсирующей способности линзовый компенсатор может быть при сборке кожуха предварительно сжат (если предназначен для работы на растяжение) или растянут (если работает на сжатие).

При установке линзового компенсатора на горизонтальных аппаратах в нижней части каждой линзы сверлят дренажные отверстия с заглушками для слива воды после гидравлических испытаний аппарата.

Кроме линзовых, можно использовать компенсаторы из плоских параллельных колец, соединенных пластиной по наружному краю (рис. 5, а); сваренных из двух полусферических элементов (рис. 5, б); тороидальные (рис. 5, в) и др.

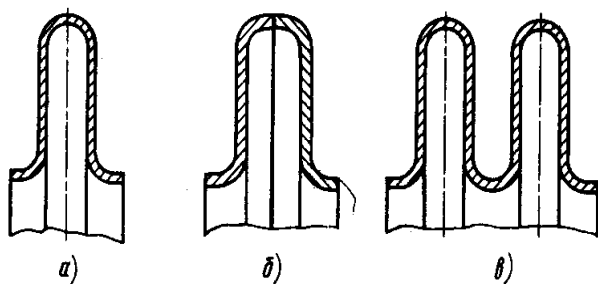


Рис. 4 – Компенсаторы: а) одно-линзовый;  
б) сваренный из двух полулинз; в) двух-  
линзовый

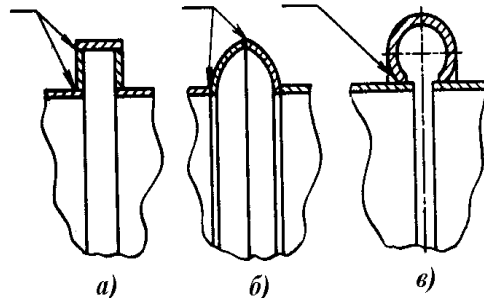


Рис. 5 - Компенсаторы

Тороидальные компенсаторы довольно дешевы и просты в изготовлении. Их изготавливают из труб, сгибая в тор с последующей резкой его по внутренней поверхности. Для этих компенсаторов, по сравнению с линзовыми, характерны небольшие напряжения, плавно изменяющиеся по сечению компенсатора.

Введение линзового компенсатора или расширителя допускает гораздо больший температурный перепад, чем в ТА типа Н, однако при этом возрастает стоимость аппарата. Область использования стальных аппаратов типа К ограничена избыточным давлением 2,5 МПа [2,7].

## Теплообменники с U-образными трубами (тип У)

В кожухотрубчатых аппаратах этой конструкции обеспечивается свободное удлинение труб, что исключает возникновение температурных напряжений. Такие аппараты (рис. 6) состоят из кожуха 2 и трубного пучка, имеющего одну трубную решетку 3 и U-образные трубы 1. Трубная решетка вместе с распределительной камерой 4 крепится к кожуху аппарата на фланце. Для обеспечения раздельного ввода и вывода циркулирующего по трубам теплоносителя в распределительной камере предусмотрена перегородка 5.

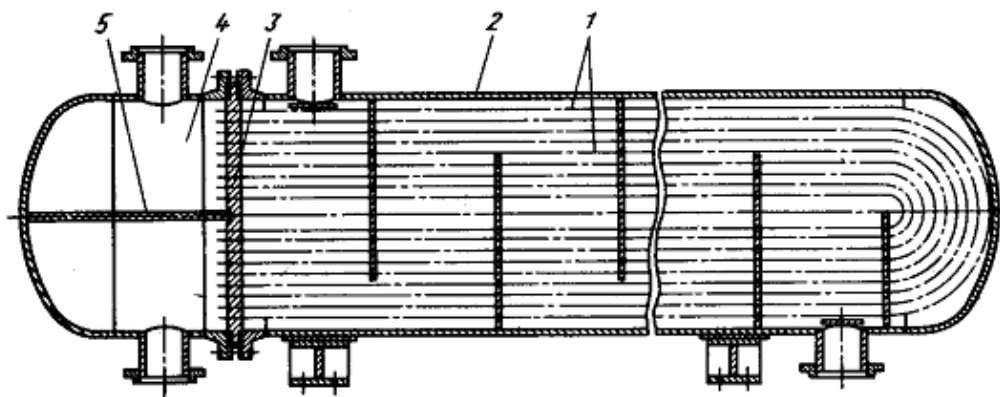


Рис. 6 – Теплообменник с U-образными трубами

Теплообменники типа У являются двухходовыми по трубному пространству и одно- или двухходовыми по межтрубному пространству. В последнем случае в аппарате устанавливается продольная перегородка, извлекаемая из кожуха вместе с трубным пучком. Для исключения перетекания теплоносителя в зазорах между кожухом аппарата и перегородкой у стенки кожуха устанавливают гибкие металлические пластины или прокладку из прорезиненного асбестового шнура, уложенного в паз перегородки.

В аппаратах типа У обеспечивается свободное температурное удлинение труб, каждая труба может расширяться независимо от кожуха и соседних труб. Разность температур стенок труб по ходам не должна превышать 100 °С. В противном случае могут возникнуть опасные

температурные напряжения в трубной решетке вследствие температурного скачка на линии стыка двух ее частей.

Преимущество аппаратов типа У – возможность периодического извлечения трубного пучка для очистки наружной поверхности труб или полной замены пучка. Следует отметить, что наружная поверхность этих труб неудобна для механической чистки. Так как механическая очистка внутренней поверхности труб в аппаратах типа У практически невозможна, то в трубное пространство таких аппаратов следует направлять среду, не образующую отложений.

Внутреннюю поверхность труб очищают водой, водяным паром, горячими нефтепродуктами или химическими реагентами. Иногда используют гидромеханический способ: подача потока жидкости, содержащей абразивный материал, твердые шары и др.

Один из наиболее распространенных дефектов ТА типа У – нарушение герметичности узла соединения труб с трубной решеткой из-за значительных изгибающих напряжений, возникающих от массы труб и протекающей в них среды. В связи с этим аппараты диаметром от 800 мм и более для удобства монтажа и уменьшения изгибающих напряжений в трубном пучке снабжают роликовыми опорами.

К существенным недостаткам следует отнести относительно плохое заполнение кожуха трубами из-за их изгиба, а также невозможность замены труб (за исключением крайних), особенно при большом их числе.

Из-за указанных недостатков т/о этого типа не нашли широкого применения [2,8].

### **Теплообменные аппараты с плавающей головкой (тип П)**

В теплообменниках с плавающей головкой теплообменные трубы закреплены в двух трубных решетках, одна из которых неподвижно связана с корпусом, а другая имеет возможность свободного осевого перемещения, что и исключает температурные деформации кожуха и труб.

Горизонтальный двухходовой конденсатор типа П (рис. 7) состоит из кожуха 10 и трубного пучка. Левая трубная решетка 1 соединена фланцевым соединением с кожухом и распределительной камерой 2, снабженной перегородкой 4. Камера закрыта плоской крышкой 3. Правая подвижная решетка установлена внутри кожуха свободно и образует вместе с крышкой 8 «плавающую головку». Со стороны «плавающей головки» аппарат закрыт крышкой 7. При нагревании и удлинении трубок плавающая головка перемещается внутри кожуха.

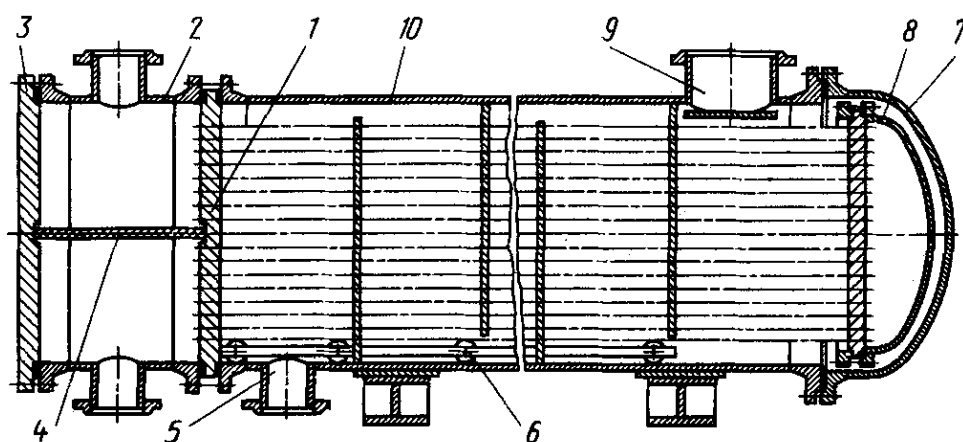


Рис. 7 - Горизонтальный двухходовой конденсатор с плавающей головкой

Для обеспечения свободного перемещения трубного пучка внутри кожуха в аппаратах диаметром 800 мм и более, трубный пучок снабжают опорной платформой 6. Верхний штуцер 9 предназначен для ввода пара и поэтому имеет большое проходное сечение, нижний штуцер 5 предназначен для вывода конденсата и имеет меньшие размеры.

Значительные коэффициенты теплоотдачи при конденсации практически не зависят от режима движения среды. Поперечные перегородки служат лишь для поддержания труб и придания трубному пучку жесткости.

Аппараты с плавающей головкой обычно выполняют одноходовыми по межтрубному пространству. Однако установкой продольных перегородок можно получить многоходовые конструкции.



Хотя в аппаратах типа П обеспечивается хорошая компенсация температурных деформаций, эта компенсация не является полной, т.к. различие температурных расширений самих трубок приводит к короблению трубной решетки. В связи с этим, в многоходовых ТА типа П диаметром более 1000 мм при разности температур свыше 100 °С у входа и выхода среды в трубном пучке, устанавливают разрезную по диаметру плавающую головку (рис. 8) [2,9].

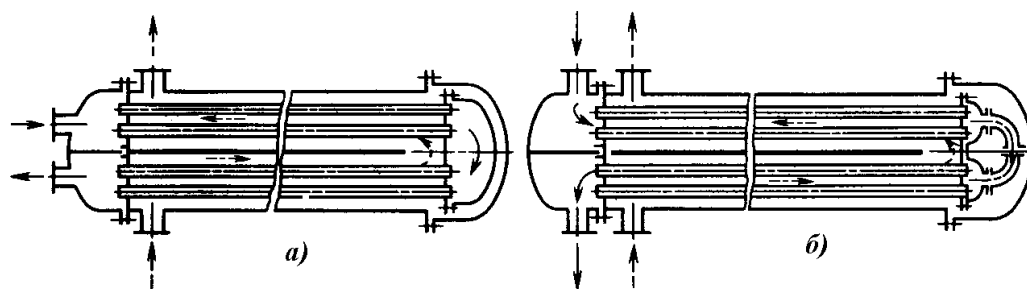


Рис. 8 - Двухходовый теплообменник типа П с плавающей головкой:

*а* - цельной; *б* – разрезной

## Элементы кожухотрубчатых теплообменных аппаратов

### Кожухи и распределительные камеры

Кожух (корпус) ТА малого диаметра менее 600 мм чаще всего изготавливают из труб, а кожух большего диаметра вальцуют из листовой стали. В последнем случае, особенно при большей длине аппарата, кожух может быть сварным из трех обечаек: центральной и двух концевых. Длина концевых обечаек определяется по уравнению и должна быть не менее 100 мм.

$$l = 2\sqrt{D_H S_K} \quad (12)$$

где  $D_H$  - наружный диаметр кожуха;  $S_K$  - толщина стенки кожуха.

Толщина концевых обечаек в 1,2-1,4 раза должна превосходить толщину центральной обечайки. Это объясняется необходимостью компенсировать напряжения, возникающие в месте соединения кожуха с трубной решеткой.

Для теплообменных аппаратов типа У и П должна быть обеспечена устойчивость формы кожуха. При очистке указанных аппаратов необходимо периодически извлекать трубный пучок с перегородками. Так как зазор между кожухом и перегородкой невелик (несколько миллиметров), то появление овальности кожуха приведет к невозможности монтажа и демонтажа трубного пучка.

Распределительные камеры ТА предназначены для распределения потока теплоносителя по трубам и представляют собой обечайку с фланцами, соединенными с трубной решеткой и съемной эллиптической или плоской крышкой. Для образования ходов теплоносителя по трубам распределительную камеру снабжают продольной перегородкой. Для аппаратов диаметром до 800 мм крышку распределительной камеры выполняют плоской, так как эти крышки дешевле и проще в изготовлении. Толщину стенок камеры принимают равной толщине стенки кожуха аппарата. Камеру и крышку обычно изготавливают из того же материала, что и кожух [2,10].

### **Теплообменные трубы и трубные решетки**

Теплообменные трубы – это серийно выпускаемые трубы из углеродистых, коррозионно-стойких сталей и латуни. Диаметр теплообменных труб значительно влияет на скорость теплоносителя, коэффициент теплоотдачи и габариты аппарата. Чем меньше диаметр труб, тем большее их число можно разместить в кожухе данного диаметра. Однако трубы быстрее засоряются и возникают определенные сложности при механической очистке и закреплении таких труб развальцовкой. Поэтому наиболее часто применяются стальные трубы с наружным диаметром 20 и 25 мм. Трубы диаметром 38 и 57 мм применяют при работе с загрязненными или вязкими жидкостями. С увеличением длины труб и уменьшением диаметра аппарата его стоимость снижается. Наиболее дешевый теплообменник при длине труб 5-7 м.

Трубные решетки изготавливают из цельных стальных листов или поковок. Для аппаратов большого диаметра используют сварные трубные решетки. В этом случае сварные швы не должны пересекаться, а расстояние от кромки сварного шва до отверстий должно быть не менее 0,8 диаметра отверстий.

Схема расположения труб в трубных решетках (рис. 9) и шаг отверстий для труб регламентированы ГОСТ 9929. Для теплообменников типа Н и К трубы размещают по вершинам равносторонних треугольников, а для теплообменников типа П и У – по вершинам квадратов или равносторонних треугольников. При размещении труб одного диаметра по вершинам треугольника обеспечивается более компактное расположение труб в решетке, чем при размещении их по вершинам квадратов при одинаковом шаге. Однако последняя схема имеет преимущество при эксплуатации: она позволяет очищать трубы снаружи механическим способом, т.к. между трубами образуются сквозные ряды. По окружностям трубы располагают лишь в кислородной аппаратуре.

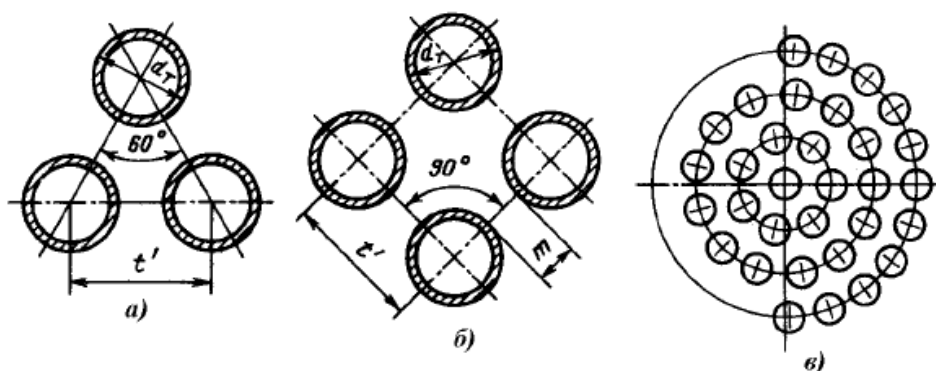


Рис. 9 - Схема размещения труб в трубной решетке: а - по вершинам равностороннего треугольнике; б - по вершинам квадратов; в - по окружностям

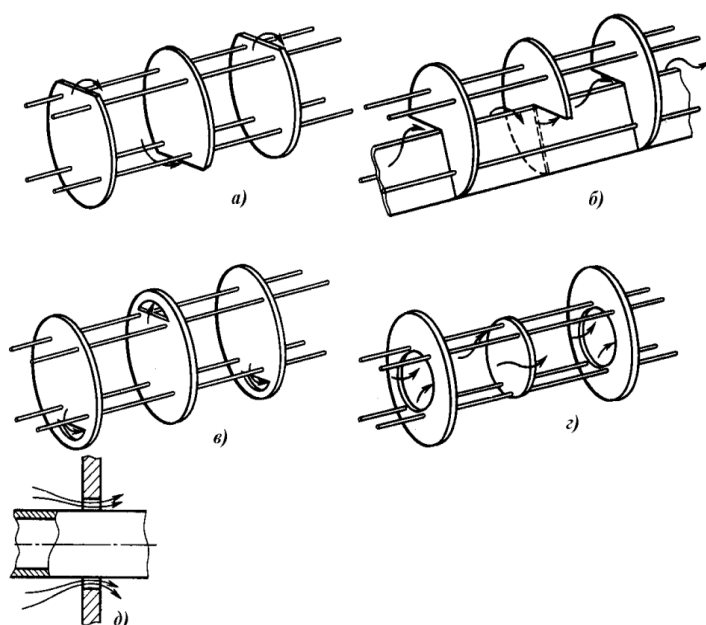
### Перегородки

В кожухотрубчатых ТА устанавливают поперечные и продольные перегородки. Поперечные перегородки, размещаемые в межтрубном

пространстве теплообменника, предназначены для движения теплоносителя перпендикулярно оси труб и увеличения скорости теплоносителя.

Поперечные перегородки, устанавливаемые в испарителях и конденсаторах, в основном выполняют роль опор трубного пучка, фиксируя трубы на заданном расстоянии и уменьшая их вибрацию. Вибрация труб может вызвать их повреждение, если по межтрубному пространству с большей скоростью идет газ. Вязкие же жидкости хорошо демпфируют колебания труб.

Известны несколько конструкций поперечных перегородок с сегментными (рис. 10, а), секторными (рис. 10, б) и щелевыми (рис. 10, в) вырезами, с чередованием дисков и колец (рис. 10, г).



Наиболее широко применяются сегментные перегородки. Высота вырезаемого сегмента равна примерно  $1/3$  диаметра аппарата, а расстояние между перегородками – около  $0,5$  диаметра.

Аппараты со сплошными перегородками используются обычно для чистых жидкостей. В этом

Рис. 10 - Варианты поперечных перегородок

случае жидкость протекает по кольцевому зазору около  $1,5$  мм между трубой и перегородкой (рис. 10, д). В зазорах поток сильно турбулизируется, что приводит к увеличению коэффициента теплоотдачи на наружной поверхности труб. В межтрубном пространстве в ряде случаев устанавливают продольные перегородки (в ТА типа У в двухходовом по

межтрубному пространству). Толщина продольных перегородок трубного пучка, распределительных камер и крышек должна быть не менее 6 мм.

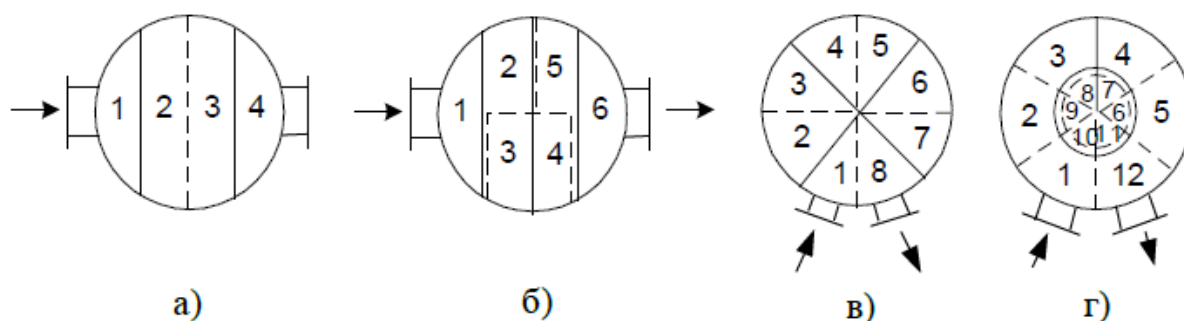


Рис. 11 – Продольные перегородки в многоходовых теплообменниках

В крышках двух-, четырех- и шестиходовых теплообменников ходы могут разделяться параллельными перегородками (рис. 11 а, б). На рис. 11 сплошными линиями показаны перегородки в передней крышке, а штриховыми – в задней крышке. Цифрами обозначена последовательность ходов. В аппаратах с четырьмя и более ходами применяют разбивку труб по секторам (рис. 11, в) или более сложные, комбинированные методы установки перегородок (рис. 11, г). При разбивке труб стремятся достичь их приблизительного равенства в каждом ходу [2,11].

### Отбойники

При входе среды в межтрубное пространство теплообменника часто ставят отбойник, который защищает от местного износа трубы, расположенные против входного штуцера. Отбойник выполняется в виде круглой или прямоугольной пластины. Размер его должен быть не менее внутреннего диаметра штуцера  $D_1$ . Обычно его принимают на 10-20 мм больше, т.е.  $D = D_1 + (10-20)$  мм. Отбойник не должен создавать излишнее гидравлическое сопротивление, поэтому расстояние от внутренней поверхности корпуса до отбойника должно быть более  $0,2D_1$ . Отбойник приваривают к дистанционным тягам или крепят хомутами к трубам. Приваривать отбойник к трубам не рекомендуется из-за опасности прожога стенки трубы. Расстояние от отбойника до первой перегородки должно

быть не менее 100 мм для обеспечения беспрепятственного распределения входящего потока среды [2].

### **Интенсификация процесса теплообмена в кожухотрубчатых теплообменниках**

Проблема интенсификации работы кожухотрубчатых аппаратов связана с выравниванием термических сопротивлений на противоположных сторонах теплообменной поверхности. Этого достигают либо увеличением поверхности теплообмена (например, оребрением ее со стороны теплоносителя с меньшим коэффициентом теплоотдачи  $\alpha$ ), либо увеличением  $\alpha$  рациональным подбором гидродинамики теплоносителя.

Теплообмен значительно улучшается при ликвидации застойных зон в межтрубном пространстве. Особенно часто такие зоны образуются вблизи трубных решеток, поскольку штуцера ввода и вывода теплоносителя из межтрубного пространства расположены на некотором расстоянии от них.

Для интенсификации теплообмена иногда используют турбулизаторы – элементы, турбулизирующие или разрушающие пограничный слой теплоносителя на наружной поверхности труб. Эффект теплоотдачи на наружной поверхности труб существенно повышают кольцевые канавки (рис. 12), интенсифицирующие теплообмен в межтрубном пространстве примерно в 2 раза.

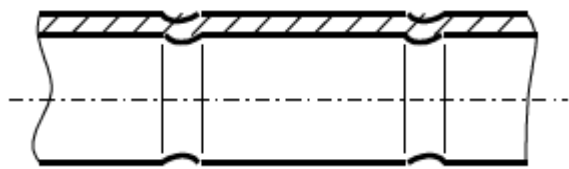


Рис. 12 – Труба с кольцевыми канавками

В теплообменниках, с передачей теплоты от жидкости в трубном пространстве к вязкой жидкости или газу в межтрубном пространстве, коэффициент теплоотдачи с наружной стороны на порядок меньше, чем с внутренней стороны. Естественно, что применение гладких труб в таких теплообменниках приводит к резкому увеличению их массы и размеров.

Поэтому для интенсификации теплоотдачи разработаны различные конструкции оребренных труб.

Установлено, что оребрение увеличивает не только поверхность теплообмена, но и от оребренной поверхности к теплоносителю за счет турбулизации потока ребрами. При этом надо учитывать возрастание затрат на прокачивание теплоносителя. Применяют трубы с продольными (рис. 13, а) и разрезными (рис. 13, б) ребрами, с поперечными ребрами различного профиля (рис. 13, в). Оребрение можно выполнить в виде спиральных ребер (рис. 13, г), иголок различной толщины.

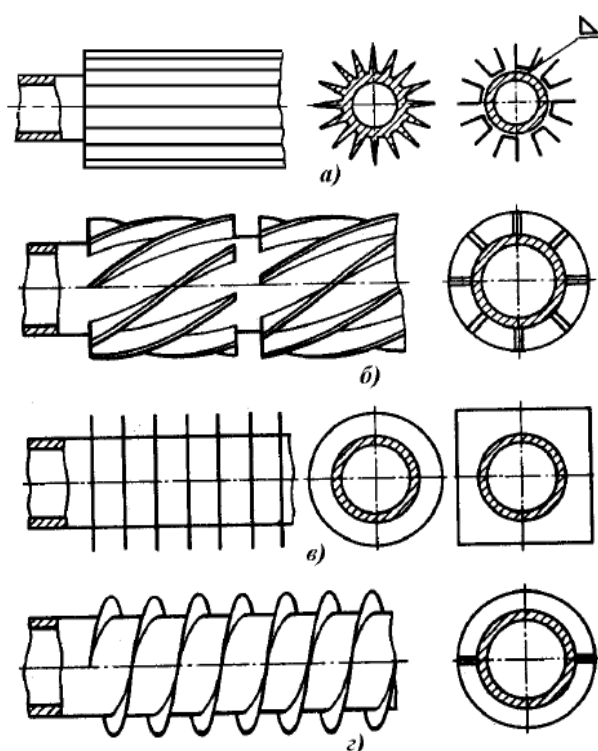


Рис. 13 – Трубы с оребрением

Спиральное оребрение труб достигается пластической деформацией толстостенной трубы или навивкой ленты на ребро с последующей пайкой. Следует отметить различия в условиях обтекания пучков из трубок с поперечными и спиральными ребрами. При поперечном обтекании труб с круглыми поперечными ребрами теплоноситель движется параллельно плоскостям ребер, а при спиральных ребрах поток

рассекается винтовой поверхностью. Поэтому коэффициент теплоотдачи больше у труб со спиральными ребрами, чем у труб с круглыми ребрами.

Различают два вида труб – с высокими и с низкими ребрами. Получение труб с высокими ребрами ( $H > 3,5$  мм) удастся осуществить при использовании трубок из сравнительно мягких пластичных материалов (медь, алюминий и др.). При этом оребренная поверхность в 5-18 раз превосходит поверхность гладкой трубы, диаметр которой совпадает с

диаметром трубки несущего оребрения. Применение таких трубок целесообразно в условиях, когда на стороне оребрения коэффициент теплоотдачи в несколько раз меньше, чем на внутренней поверхности. Получение труб с низкими ребрами осуществляют методом накатки, аналогично накатке резьбы, и может быть выполнено на стальных трубах.

Если термическое сопротивление определяется трубным пространством, то применяют различные устройства, турбулизирующие внутренний пограничный слой. Это различного рода вставки (спирали, диафрагмы, диски), а также насадки (кольца, шарики), помещаемые в трубу. При этом возрастает гидравлическое сопротивление трубы.

Турбулизирующие вставки в виде диафрагмы (рис. 14, *а*) размещают в трубе на определенном расстоянии одна от другой. При наличии таких вставок переход к турбулентному течению в трубах происходит при  $Re=140$ , что позволяет в 4 раза интенсифицировать теплообмен. Вставки в виде дисков (рис. 14, *б*) с определенным шагом укрепляют на тонком стержне, вставленном в трубы. Спиральные вставки (рис. 14, *в*) обычно изготавливают из тонких алюминиевых или латунных лент. При низких значениях Рейнольдса спиральные вставки позволяют повысить коэффициент теплоотдачи в 2–3 раза.

Кроме вставок и насадок теплообмен в трубах можно интенсифицировать применением шероховатых поверхностей, накаткой кольцевых канавок, изменением поперечного сечения трубы ее сжатием. В этом случае, даже при ламинарном режиме коэффициент теплоотдачи в трубах на 20-100 % выше, чем в гладких.

Если коэффициент теплоотдачи от среды, проходящей в трубах, на порядок ниже, чем для среды с наружной стороны труб, то выгодно использовать трубы с внутренним оребрением (рис. 15, *а*). При теплообмене в системе газ-газ рационально использовать пучки труб с внешними и внутренними ребрами (рис. 15, *б*). Для обеспечения направления потока газа между наружными ребрами труб помещены треугольные вставки [2,5].



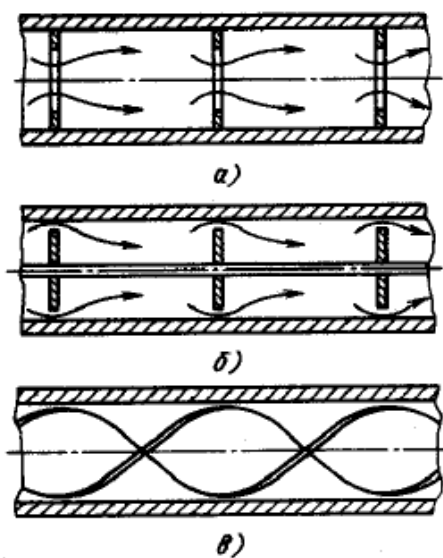


Рис. 14 - Трубы с турбулизирующими вставками

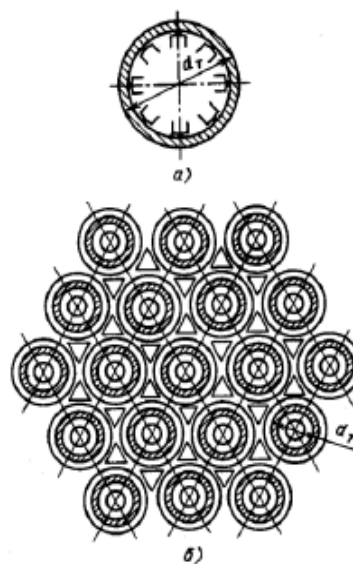


Рис. 15 – Варианты внутреннего (а) и наружного (б) оребрения труб

## ТЕПЛООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

### Теплообменные аппараты типа «труба в трубе»

Используются, главным образом, для охлаждения или нагрева в системе жидкость – жидкость, когда расходы теплоносителей невелики и последние не меняют своего агрегатного состояния. Иногда такие теплообменники применяют при высоком давлении для жидких и газообразных сред, например, в качестве конденсаторов в производстве метанола, аммиака и др.

Предусмотрено изготовление аппаратов на условные давления внутри теплообменных труб от 1,6 до 16 МПа, снаружи от 1,6 до 6,4 МПа. По сравнению с кожухотрубчатыми, теплообменники «труба в трубе» имеют меньшее гидравлическое сопротивление межтрубного пространства. Однако при равных теплообменных характеристиках они менее компактны

и более металлоемки, чем кожухотрубчатые.

Теплообменники «труба в трубе» могут быть разборными или неразборными; одно- и многопоточными.

Однопоточный неразборный теплообменник (рис. 16, а) состоит из отдельных звеньев, в каждое из которых входят трубы – наружная (или кожуховая) 1 и внутренняя (или теплообменная) 2.

Наружная труба двумя приварными кольцами связана с внутренней трубой 2 в звено. Звенья, в свою очередь, собраны в вертикальный ряд и составляют теплообменную

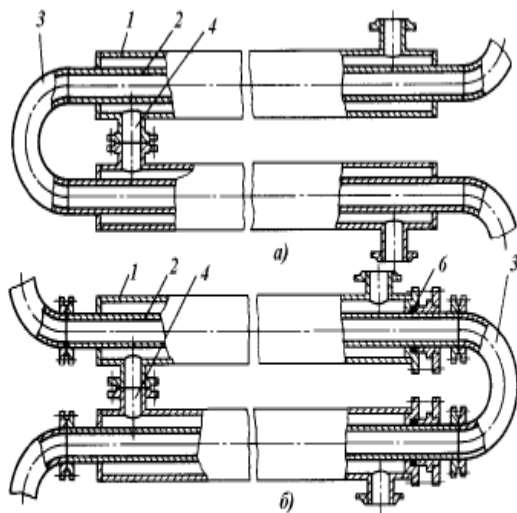


Рис. 16 – Теплообменник «труба в трубе»: а – вариант жесткого крепления труб; б – вариант крепления труб с компенсирующим устройством

секцию. При этом внутренние трубы соединены между собой коленами 3, а наружные – штуцерами 4 на фланцах или сваркой.

Неразборные теплообменники являются конструкцией жесткого типа, поэтому при разности температур более 70 °С их не используют. При большей разности температур труб, а также при необходимости механической очистки межтрубного пространства применяют теплообменники с компенсирующим устройством на наружной трубе (рис. 16, б). В этом случае с одной стороны зазор между трубами заваривают наглухо, а с другой – уплотняют сальником. Для изготовления однопоточных неразборных теплообменников применяют трубы длиной от 3 до 12 м и диаметром – внутренние от 25 до 159 мм, наружные, соответственно, от 48 до 219 мм.

По сравнению с кожухотрубчатыми теплообменниками аппараты «труба в трубе» имеют меньшее гидравлическое сопротивление и, следовательно, допускают более высокие скорости движения теплоносителей. Однако они менее компактны и более металлоемки.

Конструкция разборного многопоточного теплообменника «труба в трубе» напоминает кожухотрубчатый теплообменник типа У. Многопоточные теплообменники имеют два хода по внутренним трубам и два – по наружным. Стандартами предусмотрены многопоточные теплообменники с числом параллельных потоков (в зависимости от числа труб в трубной решетке) 3, 5, 7, 12 и 22. Применяют трубы длиной от 3 до 9 м, наружные размерами 89х5 мм, а внутренние – 48х4 мм. Теплообменная поверхность составляет от 3 до 66 м<sup>2</sup>. Аппараты изготавливают на условное давление 2,5 и 4 МПа [2,5].

### **Аппараты воздушного охлаждения**

В химической, и особенно в нефтехимической промышленности, большую часть т/о составляют конденсаторы и холодильники. Использование для конденсации и охлаждения различных технологических

продуктов аппаратов водяного охлаждения связано со значительными расходами воды и, следовательно, с большими эксплуатационными затратами.

Применение аппаратов воздушного охлаждения в качестве холодильников – конденсаторов имеет ряд преимуществ:

- исключаются затраты на подготовку и перекачку воды;
- снижается трудоемкость и стоимость ремонтных работ;
- не требуется специальной очистки наружной обтекаемой воздушным потоком поверхности труб;
- облегчается регулирование процесса охлаждения.

Аппараты воздушного охлаждения состоят из ряда трубчатых секций, расположенных горизонтально, вертикально, наклонно в виде шатра или зигзагообразно. С торцов аппарат закрыт металлическими стенками. Охлаждающий воздух засасывается и продувается через трубчатые секции вентилятором. По трубам секций пропускают охлаждаемую или конденсируемую среду. Для повышения эффективности аппарата при сравнительно высокой температуре окружающего воздуха (в летнее время) на выходе воздуха из вентилятора предусмотрен коллектор для увлажнения воздуха с целью снижения его температуры [2,6].

### **Оросительные теплообменники**

Оросительные теплообменники состоят из нескольких рядов труб, расположенных одна над другой, по наружной поверхности которых тонкой пленкой стекает охлаждающая их вода. Трубы, через которые прокачивается охлаждаемая рабочая среда, соединены коленами. Для распределения орошающей воды над верхней трубой установлен желобковый или трубчатый ороситель. В трубчатых оросителях вода вытекает многочисленными струями через отверстия трубы, в желобковых – через прорези в верхней кромке желоба.

Теплообменники, устанавливаемые вне здания, во избежание уноса воды ветром имеют ограждения. Теплота перекачиваемой по трубам рабочей жидкости в оросительных теплообменниках отводится за счет нагрева орошающей воды и частично за счет ее испарения, вследствие чего расход воды несколько меньше, чем для теплообменников других типов. В химической промышленности подобные теплообменники используют для охлаждения химически агрессивных сред, например, серной кислоты, поскольку они просты в изготовлении и могут быть выполнены из коррозионностойкого дешевого материала, плохо поддающегося обработке. Оросительные теплообменники имеют низкую эффективность, но очень просты в изготовлении и ремонте [2,6].

### **Погружные змеевиковые теплообменники**

Используют в химической промышленности для теплообмена между средами, одна из которых находится под высоким давлением. Змеевиковые теплообменники по форме подразделяют на винтовые и зигзагообразные. Первые представляют собой змеевик, согнутый из трубы по форме винтовой пружины. Его устанавливают внутри аппарата или приваривают к наружной поверхности корпуса. В последнем случае змеевики могут быть изготовлены из полутруб и уголков. Змеевик погружен в сосуд с жидкой рабочей средой.

Другая жидкость или газообразная среда под давлением пропускается по трубам. Змеевиковые теплообменники характеризуются хорошей способностью к самокомпенсации температурных напряжений и низким гидравлическим сопротивлением. Их недостаток – сложность изготовления и монтажа [2,7].

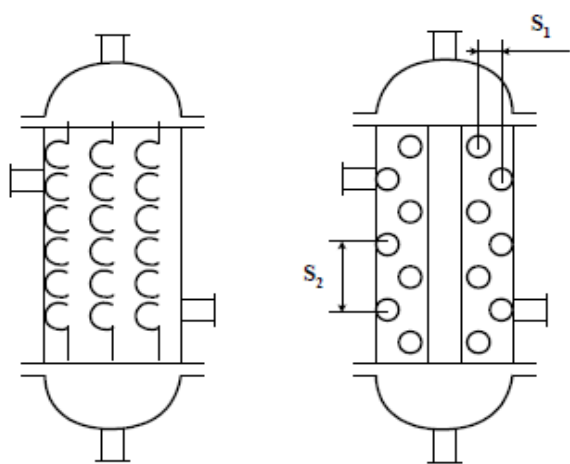
### **Витые теплообменники**

Витые теплообменники широко распространены в технологии глубокого холода, при получении жидкого азота и кислорода, для разделения многокомпонентных систем. Они обеспечивают компенсацию

температурных деформаций труб и плотность в местах их крепления в трубной решетке. Поверхность теплообмена в единице объема больше, чем в теплообменниках с прямыми трубами. Витые теплообменники могут работать при более высоких давлениях по сравнению с прямыми трубами.

Изготавливают витые теплообменники из медных, стальных и алюминиевых труб. Витой теплообменник состоит из центральной трубы - сердечника, на которую навивают пучки труб. Это все помещают в кожух, а концы трубок закрепляют в коллекторах. Величину зазора между трубами регулируют дистанционными прокладками. По трубам пропускают газ высокого давления, а газ низкого давления подают в межтрубное пространство. Медные витые теплообменники изготавливают из труб  $d_n$  до 15 мм, толщина стенки 0,75 – 2,5 мм. Относительный шаг навивки поперек потока находится в пределах  $t_1 = S_1/d_n = 1,05-1,5$ ; вдоль потока –  $t_2 = S_2/d_n = 1-1,4$ , где  $S_1$  - расстояние между осями труб соседних слоев;  $S_2$  - расстояние вдоль потока между осями труб;  $d_n$  - наружный диаметр труб.

Витые теплообменники выполняют многозаходными (рис. 17), причем число труб в заходе увеличивается по мере увеличения среднего



диаметра слоя навивки. В первом от сердечника слое число труб в заходе от 2 до 10 и постепенно увеличивается к наружным слоям. Число труб в последних заходах может быть до 30.

В низкотемпературных установках медные трубы в коллекторах крепятся при помощи мягкого оловянно-свинцового

припоя. Длина медных или алюминиевых труб до 16 м, поверхность теплообмена до 4500 м<sup>2</sup>.

Выпускают витые теплообменники и других типов, применяемых для нагрева вязкой жидкости. В кожух вставляют трубный пучок из тонких труб  $d_n=12$  мм, свитых в форме змеевиков. Если трубы изготовлены из нержавеющей стали, меди или алюминия, то концы их закрепляют в трубных досках с гнездами и канавками при помощи соединительных колец. Стальные трубки приваривают к трубной решетке. Такой теплообменник пригоден только для жидкостей, не дающих отложений [2,5].

### **Аппараты с поверхностью теплообмена, изготовленной из листового материала**

Несмотря на то, что кожухотрубчатые теплообменники наиболее распространены в химической промышленности, однако широко применяют и теплообменники из листового материала, главным образом, пластинчатые и спиральные.

Теплообменники из труб конструктивно просты и могут быть использованы в широком диапазоне давлений и температур рабочих сред, но имеют малый **коэффициент унификации**, т.е. отношение числа узлов и деталей, одинаковых для всего размерного ряда, к общему числу узлов и деталей в аппарате составляет 0,13. Аналогичный коэффициент для пластинчатых теплообменников равен 0,9.

Коэффициент унификации характеризует долю унифицированных составных частей в изделии и определяется на уровне деталей по их количеству, количеству наименований, массе, трудоемкости, по производственным затратам. Коэффициентом унификации деталей и узлов размерного ряда теплообменных аппаратов называют отношение количества узлов и деталей, размеры которых одинаковы для всего ряда, к общему количеству узлов деталей, необходимых для изготовления данного размерного ряда аппаратов.

Достоинством т/о из листового материала является низкая металлоемкость, легкость очистки и высокая эффективность [2,5].

### **Пластинчатые теплообменники**

Представляют собой аппараты, теплообменная поверхность которых образована набором тонких штампованных пластин с гофрированной поверхностью. Их разделяют по степени доступности поверхности теплообмена для механической очистки и осмотра на разборные, полужаборные и неразборные (сварные).

Пластинчатые теплообменники представляют собой аппараты, теплообменная поверхность которых образована набором тонких гофрированных металлических пластин. Аппарат состоит из теплообменных пластин разделённых прокладками, которые зажимаются между неподвижной плитой 1 и подвижной 2 стяжным винтом 7. Каркас аппарата состоит из вертикальной стойки 3 и горизонтальных штанг 4 и 5. На верхней горизонтальной штанге 4 винтом 6 крепится подвижная плита. Теплоносители вводятся и выводятся через штуцера 9 на неподвижной плите (рис. 18).

**Разборные пластинчатые теплообменники** эксплуатируются при давлении до 0,6 МПа и температуре от -20 до 120 °С. Поверхность теплообмена состоит из гофрированных пластин, которые можно изготавливать из любого штампуемого металла, и количественно равна 3-160 м<sup>2</sup>. При малых скоростях потока  $Re > 200$  турбулентный характер движения сред создается благодаря гофрированным пластинам. Это позволяет получить высокий коэффициент теплопередачи. Разборные теплообменники эффективны при работе с жидкими вязкими средами, которые склонны к ламинарному характеру движения.

Преимущество разборных пластинчатых теплообменников:

- можно вручную легко и быстро разобрать, что обеспечивает свободный доступ к механической чистке;



- при наличии запасных пластин и прокладок аппарат отличается хорошей ремонтоспособностью, что увеличивает срок его службы;
- теплообменник можно легко перекомпоновать, т.е. установить любое оптимальное число ходов со стороны каждой рабочей среды и увеличить или уменьшить число пластин, что позволяет настроить теплообменник на оптимальный гидродинамический и тепловой режим даже при изменении эксплуатационных режимов;
- теплообмен происходит в тонких слоях рабочих сред, объемы и время пребывания которых сравнительно малы, что позволяет осуществлять процессы с термонестабильными средами, а также легко проводить автоматическое регулирование процесса.

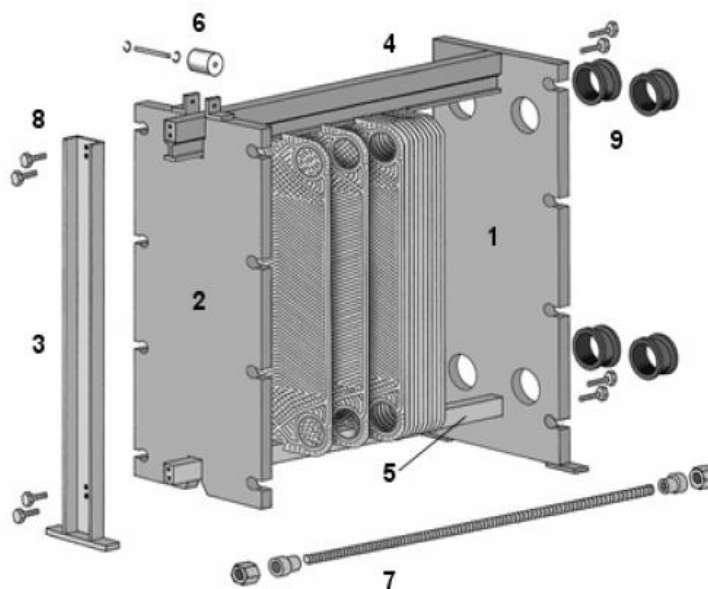


Рис. 18 – Устройство разборного пластинчатого теплообменника:

1 – неподвижная плита; 2 – подвижная плита; 3 – вертикальная стойка; 4 – верхняя горизонтальная штанга; 5 – нижняя горизонтальная штанга; 6 – крепежный винт; 7 – стяжной винт; 8 – болт; 9 – штуцер

**Полуразборные пластинчатые теплообменники** разработаны на рабочее давление до 4 МПа и температуру до 200 °С. Поверхность теплообмена может изменяться в широком диапазоне и достигать 300 м<sup>2</sup>.

Теплообменник имеет высокие тепловые характеристики, как и разборные пластинчатые теплообменники, но может быть разобран для механической чистки только со стороны одной из рабочих сред.

С теплотехнической точки зрения использование полуразборных теплообменников дает ряд преимуществ:

- небольшой эквивалентный диаметр  $d_э = 7\text{--}14$  мм позволяет достичь более высоких коэффициентов теплопередачи  $K$ , превосходящих на 40–100 % коэффициент теплопередачи кожухотрубчатых теплообменников;

- проявляется совместное действие таких факторов, как передача тепла к тонкому слою жидкости и общее повышение скоростей потоков за счет сравнительно малых площадей поперечного сечения каналов в пучке;

- теплопередача в тонком слое позволяет получить большие коэффициенты теплопередачи  $K$  при работе с жидкостями малой теплопроводности.

Полуразборные пластинчатые теплообменники рекомендуется применять в случае, когда одна из рабочих сред не дает отложения на поверхности теплообмена, а вторая среда, дающая отложения, направляется в межтрубное пространство, доступное для механической очистки.

**Неразборные пластинчатые теплообменники** разработаны на рабочее давление до 4 МПа и температуру 400 °С. Уплотнение в теплообменнике достигается за счет сваривания пластин. Сварные неразборные теплообменники наиболее эффективны при работе с газообразными, парообразными и жидким рабочими средами, не загрязняющими поверхность теплообмена.

Удельная поверхность 900–1400 м<sup>2</sup> на 1 м<sup>3</sup> объем пакета. Группа пластин, в каналах которых рабочая среда движется только в одном направлении, составляет **пакет**. Один или несколько пакетов, сжатых между неподвижной и подвижной плитами, называется **секцией**. Компоновка теплообменных поверхностей может быть различной: прямоточной, противоточной, перекрестного тока и смешанной.

Основные преимущества: высокий КПД; компактность; малый вес и объем; возможность одновременного теплообмена между несколькими теплоносителями в одном блоке. Недостатки: полная неразборность и сложность изготовления [2,5].

### Спиральные теплообменники

Спиральные теплообменники изготавливают с поверхностью теплообмена 10–100 м<sup>2</sup>. Они работают как под вакуумом, так и при давлении до 1 МПа при температуре рабочей среды 20–200 °С. Их можно использовать для реализации теплообмена между рабочими средами жидкость-жидкость, газ-газ, газ-жидкость, а также конденсации паров и парогазовых смесей (рис. 19).

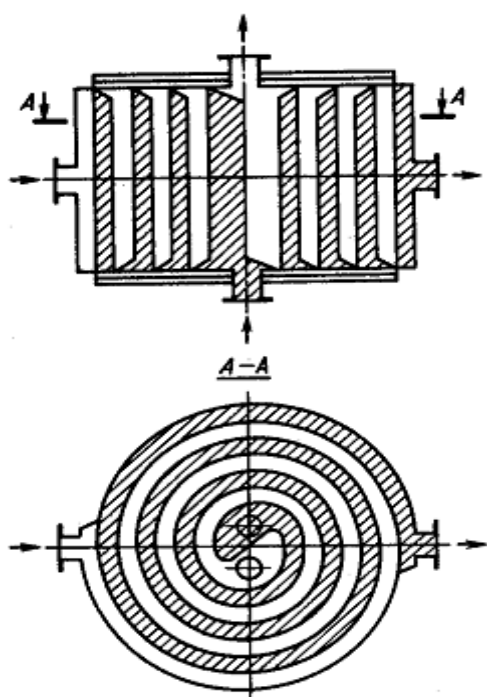


Рис. 19 – Схема движения теплоносителей в спиральном теплообменнике

загрязненными жидкостями (загрязнение смывается потоком теплоносителя). В спиральных теплообменниках поверхность теплообмена образована двумя стальными лентами толщиной 3,5 – 6 мм и шириной 400 –

Все большее распространение этих теплообменников объясняется простотой изготовления и компактностью конструкции. В таком аппарате один из теплоносителей поступает в периферийный канал аппарата, и, двигаясь по спирали, выходит из верхнего центрального канала. Другой теплоноситель поступает в нижний центральный канал и выходит из периферийного канала.

Площадь поперечного сечения каналов по всей длине постоянна, поэтому он может работать с

1250 мм, свернутыми в спираль так, что получаются каналы прямоугольного профиля, по которым противотоком движутся теплоносители. При навивке спирали между ее витками устанавливают полосовые дистанционные вставки, которые обеспечивают зазор между лентами порядка 8 – 12 мм.

С торцов аппарат закрыт крышками на прокладках. В зависимости от способа уплотнения спиральных каналов с торцов, различают теплообменники с **тупиковыми** и **сквозными** каналами.

Тупиковые каналы образуют приваркой полосовых вставок к торцу спирали. Такой способ уплотнения каналов исключает возможность смешения теплоносителей при прорыве прокладки и поэтому наиболее распространен. После снятия крышек и прокладок оба канала можно прочистить. Сквозные каналы с обоих торцов закрыты крышками с прокладками, легко поддаются чистке, но не исключают возможность смешения теплоносителей.

Наиболее распространены три типа спиральных теплообменников. Первый тип, рассмотренный выше, используется для жидких сред. Все три конструкции различаются размерами и способами уплотнения каналов, конструкцией крышек, диаметром, числом и расположением штуцеров.

Конструкции первого типа могут устанавливаться вертикально и горизонтально и имеют тупиковые каналы.

Теплообменники второго типа (рис. 20, а) изготавливают только вертикально, т.к. при этом обеспечивается хороший отвод конденсата. Каналы для газа тупиковые, а для парогазовой смеси каналы открыты. Парогазовая смесь поступает сверху в центр и на периферию во все открытые каналы.

Скорость движения парогазовой смеси уменьшается за счет увеличения сечения и уменьшения гидравлического сопротивления. Сконденсированный пар и несконденсированные газы попадают в спиральный канал и движутся по витку к наружному каналу. Охлаждающая

среда (газ) подается через наружный коллектор и движется по спиральному каналу к центру и выводится через верхнюю крышку аппарата.

Спиральные теплообменники третьего типа (рис. 20, б) обычно работают с перекрестным движением рабочих сред. Расположение каналов вертикальное. Газ поступает сверху через штуцер большего диаметра, проходит поперек спиральных каналов и отводится через штуцер на нижней крышке.

Для более равномерного распределения газа или пара по сечению над каналами имеется паровое пространство. Жидкость поступает в наружный коллектор и движется по спиральному каналу к центру теплообменника и выводится через штуцер. Этот тип спиральных теплообменников применяется в качестве поверхностных конденсаторов в выпарных установках, дефлегматоров в ректификационных колоннах и в качестве газовых холодильников.

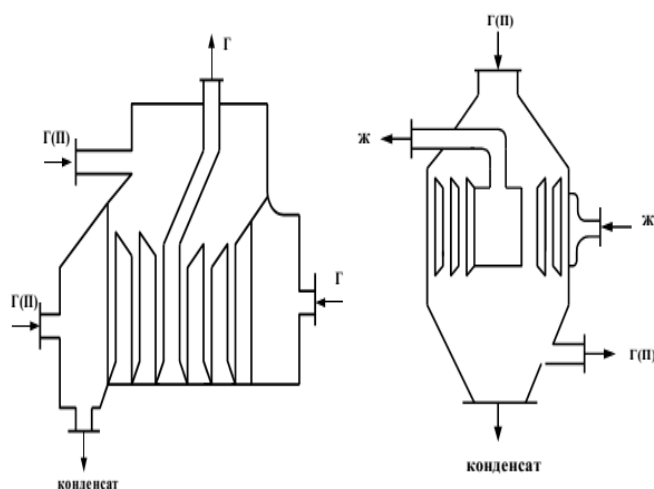


Рис. 20 – Типы спиральных теплообменников: а – для систем Г-Г (П);

б – для систем Ж-Г (П)

Основным материалом для изготовления спиральных теплообменников служит нержавеющая или углеродистая сталь. Изготавливают также аппараты из никеля, медно-никелевого сплава и из титана. Главным преимуществом спиральных теплообменников является их компактность.

Недостатки спиральных теплообменников:

- удельный расход металла на 1 м<sup>2</sup> теплообмена велик и превышает расход для кожухотрубчатых и пластинчатых теплообменников;

- поверхность теплообмена недоступна для ремонта, что уменьшает срок их службы;
- применение спиральных теплообменников возможно при небольших разностях давлений и температур ( $t = 30-50\text{ }^{\circ}\text{C}$ ). Большая разность температур вызывает неравномерное удлинение спирали, что затрудняет уплотнение в каналах и создает напряжение в сварных швах [2,8].

### **Теплообменники с рубашкой**

Рубашками снабжают чаще всего вертикальные стальные или чугунные аппараты, в которых нецелесообразно устанавливать внутренние теплообменные устройства (например, в кристаллизаторах). Рубашка представляет собой корпус с днищем диаметром на 50–100 мм больше диаметра корпуса и по форме идентична корпусу аппарата. Рубашку закрепляют на аппарате с зазором 20–50 мм и снабжают вводным и выводным штуцером для теплоносителя. Через корпус аппарата происходит теплопередача и обеспечивается необходимый температурный режим в аппарате. Конструкции рубашек стандартизованы. По способу крепления выполняют рубашки неразъемные и отъемные. Отъемные рубашки применяют в случаях, когда необходимо осматривать или чистить наружную поверхность аппарата [2,9].

### **Циклонные теплообменники**

Важнейшей задачей химической промышленности является разработка методов охлаждения газов, несущих взвешенную твердую фазу. Решение задачи связано с трудностями, возникающими вследствие оседания твердых частиц на поверхности теплообмена (рис. 21).

При малом содержании твердых частиц в газе время и частота очистки сравнительно невелики и не оказывают заметного влияния на эффективность работы обычных котлов утилизаторов. При высокой

запыленности происходит зарастание теплопередающей поверхности, что приводит к непрерывному увеличению слоя отложений.

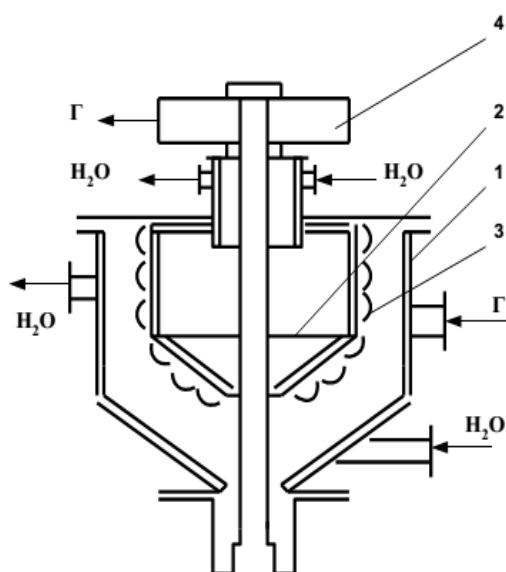


Рис. 21 – Циклонный теплообменник: 1 – циклон; 2 – очистное устройство; 3 – стальной трос; 4 - крыльчатка

На базе циклонов–уловителей разработаны циклоны–теплообменники, предназначенные для совместного проведения процесса отделения твердой фазы, находящейся во взвешенном состоянии в газах, и отвода тепла. В одном из вариантов циклонов–теплообменников энергия вращательного движения используется для предотвращения забивания

липкой пылью поверхности стенок, а также их очистка.

Очистное устройство оформлено в виде вала, закрепленного в подшипниках, крыльчатки и рамы. При вращении рамы очистка поверхности стенок от оседающих частиц происходит при помощи стального гибкого троса, который снимает пыль. Такой циклон–теплообменник рекомендуется для очистки и охлаждения газов, содержащих липкие частицы [2,10].

### **Теплообменники из неметаллических конструкционных материалов**

Развитие химических производств, связанных с переработкой агрессивных сред, выдвинуло на первый план проблему борьбы с коррозией химической аппаратуры. В современном аппаратостроении используют разнообразные материалы, к которым предъявляют первоочередное

требование – химическая стойкость в агрессивных средах. Однако, если речь идет об изготовлении теплопередающих элементов теплообменников, то необходимо учитывать ряд дополнительных специфических факторов, таких как механическая прочность, высокая теплопроводность и хорошая обрабатываемость материала.

В некоторых процессах решающее значение имеет термическая устойчивость материала. Особое положение среди антикоррозионного материала занимает непроницаемый искусственный графит. Графит обладает высокой стойкостью в водных растворах соляной, плавиковой и фосфорной кислоты при любых температурах; в растворах серной кислоты (70 %) до температуры кипения; щелочи не воздействуют на графит при любых концентрациях и температурах. Графит устойчив в большинстве органических и неорганических растворителях, за исключением сильных окислителей. Окисление графита на воздухе начинается при  $T = 400-450\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Коррозионная устойчивость графита сочетается с высокой теплопроводностью. Коэффициент теплопроводности в 3 раза выше, чем у олова, в 4 раза выше, чем у нержавеющей стали.

Графит устойчив к тепловому удару, т.е. к воздействию резкой смены температур. Выдерживает перепад температур  $400-450\text{ }^{\circ}\text{C}$  без разрушения. Причиной этого является высокая теплопроводность и малая величина коэффициента линейного расширения (в 3 раза меньше, чем у стали).

Графит легко поддается обработке режущим и шлифовальным инструментом. Наблюдения показывают, что графитовая поверхность благодаря отсутствию коррозии и малым силам адгезии в меньшей степени, чем металлическая поверхность, подвержена отложению накипи и загрязнениям.

Несмотря на положительные качества графита, использование его без дополнительной обработки невозможно. Современные технологии изготовления графита не позволяют получить материал совершенно непроницаемый для жидкостей и газов, и объемная пористость



искусственного графита составляет около 20 %. Стоимость искусственного графита относительно велика и его получают нагреванием антрацита без доступа воздуха.

Обработка графита заключается в устранении открытой пористости. Способ получения непроницаемого графита для теплообменников заключается в пропитке графита искусственными или натуральными смолами с последующей их полимеризацией. Наиболее полно разработана технология пропитки с помощью фенолформальдегидной смолы. Также используют и фурановые смолы.

Пропитанные смолами графитовые материалы называют: карбейт, импервит (США); игурит, коробон, диабон (Германия); токабейт (Япония); деланиум (Англия); пропитанный графит (Россия). В результате пропитки смолой достигается непроницаемость материала для жидкости и газа. Кроме того, заметно возрастает предел прочности на сжатие и растяжение в 1,5–2 раза и увеличивается твердость материала. Теплопроводность материала не изменяется, и обрабатываемость остается хорошей. Однако термическая и химическая устойчивость пропитанного графита определяется свойствами используемых смол, которые с этой точки зрения уступают самому графиту. Температурный предел применения большинства марок пропитанного графита составляет порядка 170–180 °С. При температуре более 180 °С материал делается неустойчивым и при  $T=250$  °С наступает взрывоопасное разрушение. Оно обусловлено внезапным распадом смолы с образованием газа в порах.

Важно отметить, что указанные предельные температуры 170–180 °С относятся к материалу стенки, а не к теплоносителю. Пропитанный графит - игурит – может успешно использоваться в случае охлаждения водой газа, нагретого до 1000 °С. Объясняется это тем, что коэффициент теплоотдачи газа значительно меньше, чем воды, и температура стенки оказывается близкой к температуре воды и не превосходит опасного для материала температурного предела. Этот пример говорит о том, что вопрос о

применении пропитанного графита в тех или иных условиях, с точки зрения теплостойкости может быть правильно решен только на основе теплотехнического расчета.

При пропитке графита фенолформальдегидной смолой химическая стойкость материала становится ограниченной: неустойчив против щелочи. Однако, соответствующим подбором пропитывающего вещества круг агрессивных сред, не воздействующих на графитовый материал, можно значительно расширить.

Так, игурит стоек против щелочей при любых концентрациях и температурах. Путем пропитки графита специальной смолой можно уменьшить его чувствительность по отношению к окисляющим агентам, которые воздействуют на непропитанный графит.

Имеется ряд отрицательных свойств пропитанного графита, которые резко отличают его от металла. Он имеет низкую прочность на растяжение и изгиб. Предел прочности на растяжение для различных марок пропитанного графита составляет  $100\text{--}400\text{ кг/см}^2$ , это в 10 раз меньше, чем для углеродистой стали. Прочность на сжатие  $700\text{--}1500\text{ кг/см}^2$ .

Графит также чувствителен к механическим ударам ввиду своей хрупкости. Низкая прочность графита приводит к тому, что во всех конструкциях теплообменников стенка, разделяющая теплоносители, делается гораздо толще, чем в теплообменниках из металла. Однако благодаря высокой теплопроводности графита, это сильно не сказывается на теплоотдаче.

В настоящее время пока не существует простых способов соединения деталей из пропитанного графита. Известные методы – сварка графитовых деталей с помощью электрической дуги в атмосфере аргона при высоком давлении или пайка путем нагрева и сплавления деталей. Однако эти методы сложны, дороги и не применяются в промышленных масштабах. Основным методом соединения графитовых деталей является склеивание при помощи специальных составов на основе искусственных смол. Этот

способ требует тщательной подгонки соприкасающихся поверхностей [2,11].

### Блочные графитовые теплообменники

Используют в качестве холодильников, нагревателей и конденсаторов для одной или двух коррозионных сред. Теплообменники изготавливают из отдельных прессованных блоков: кубических с величиной ребра 350 мм, прямоугольные размером 350х350х700 мм и цилиндрические  $D=700$  мм,  $H=350$  мм. Блоки соединяют специальной замазкой. Узлы соединения блоков можно уплотнять также прокладками из термо- и коррозионностойкой резины или фторопласта, что обеспечивает разборность конструкции.

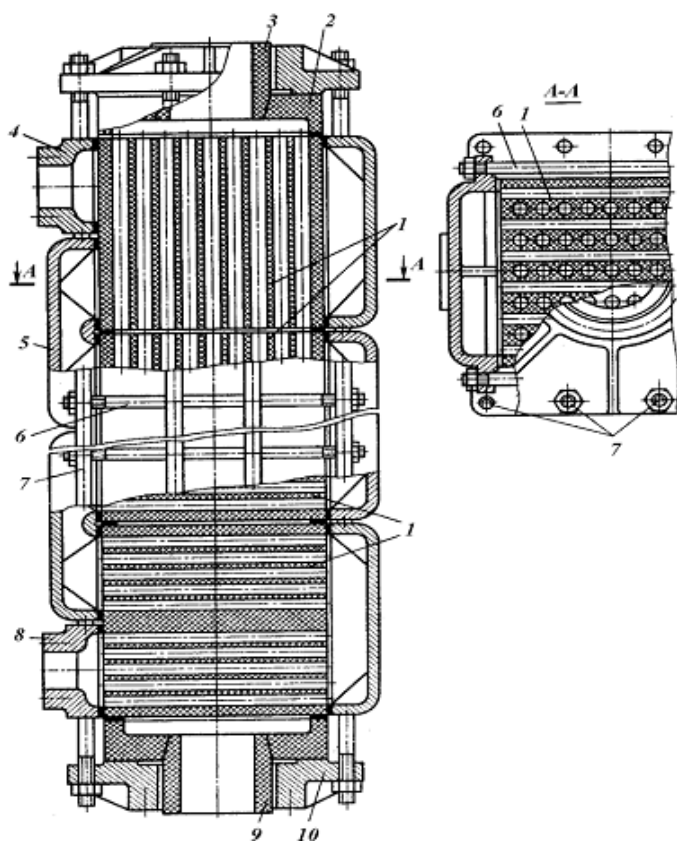


Рис. 22 – Вертикальный блочный теплообменник

Число блоков 1 в теплообменнике может быть от 2 до 6 (рис. 22). В каждом блоке просверлены 2 группы каналов под углом  $90^\circ$  друг к другу. Вертикальные каналы диаметром 12, 18 или 28 мм, а горизонтальные – диаметром 12 мм. По технологическим соображениям и по условиям прочности, минимальная толщина стенки между соседними каналами 5 мм. Сверху и снизу к крайним блокам

примыкают графитовые камеры 2 для отвода и подвода агрессивных сред.

Графитовые части теплообменника зажимаются между двумя чугунными крышками 10 с помощью стяжек 7.

Горизонтальные каналы сообщаются с боковыми переходными (или переливными) камерами 5, соединенными между собой шпильками 6. При этом достигается зигзагообразное движение, как правило, неагрессивной среды по высоте аппарата. Патрубки 3 и 9 служат для ввода и вывода агрессивной, а патрубки 8 и 4 – неагрессивной рабочей среды. Таким образом, осуществляется перекрестно-противоточная схема движения теплоносителей. Теплообменники выпускают с поверхностью теплообмена 1,8-28,5 м<sup>2</sup> на рабочее давление 0,3 МПа и температуру (-18)÷(+150) °С [2].

### **Теплообменники из стекла**

В агрессивных средах высокой коррозионной стойкостью обладают такие неметаллические материалы, как стекло, керамика и многие пластмассы.

Теплообменники из стекла изготавливают в виде змеевиковых и оросительных аппаратов. Предназначены для агрессивных жидкостей (щелочей, солей, органических растворителей и кислот, кроме плавиковой кислоты и ее солей, и горячей фосфорной кислоты), газов и получили распространение в полупромышленных и лабораторных установках.

Высокими качествами характеризуется боросиликатное стекло. Фирма «Пирекс» выпускает змеевиковые погружные холодильники из боросиликатного стекла «Пирекс». Это твердое стекло с температурой плавления 800-900 °С, не содержащее свинца и цинка и устойчивое против температурных толчков (90 °С). Состав стекла «Пирекс»: SiO<sub>2</sub> – 80,2 %; B<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 12,9 %; Na<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> – 3,5 %; Al<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 2,2 %; K<sub>2</sub>O – 1,15 %; Fe<sub>2</sub>O<sub>3</sub> – 0,05 %. Прочность в 3 раза выше, чем у обычного стекла. Погружные змеевиковые теплообменники из стекла фирма выпускает 4 параметров с поверхностью 0,35; 0,65; 1,1; 2,65 м<sup>2</sup>. В США из стекла «Пирекс» изготавливают

кожухотрубчатые, оросительные и «труба в трубе» теплообменники с поверхностью  $6 \text{ м}^2$ .

Установки на химических заводах насчитывают от 15 до 600 наименований из стекла. Особое внимание при изготовлении аппаратуры из стекла уделяется тому, чтобы не было резких переходов от толстых стенок к тонким. Из стекла изготавливают ректификационные колонны (насадочные), абсорберы.

Аппараты могут быть изготовлены полностью из стекла или с применением металлических деталей. Для перекачивания агрессивных жидкостей изготавливают насосы с применением технического стекла. Центробежные насосы могут быть изготовлены с максимальной производительностью  $50 \text{ м}^3/\text{час}$ , дистилляторы –  $2 \text{ т}/\text{час}$ , ректификационные установки –  $1,5 \text{ т}/\text{час}$ , абсорберы для  $\text{SO}_2$  и  $\text{HCl}$  –  $1500 \text{ м}^3/\text{час}$ .

Боросиликатное стекло является одним из наилучших материалов для вышеперечисленных установок с точки зрения коррозионной стойкости, простоты изготовления и небольшой стоимости. Основной недостаток: хрупкость и малая прочность при изгибе и растяжении [2].

### **Оборудование из керамических материалов**

В химической промышленности одно из ведущих мест по отношению к коррозии занимают керамические изделия. Керамика используется больше для реакторов с обогреваемыми стенками. Изготавливаются реакторы из керамики или из фарфора емкостью 50–500 л. Реакторы снабжаются паровыми рубашками, выдерживающими температуру  $120^\circ\text{C}$ .

Фарфоровые стенки реактора характеризуются высокой коррозионной стойкостью к агрессивным жидкостям, включая плавиковую кислоту и горячие щелочи. Основным сырьевым материалом для изготовления керамических кислотоупоров служат спекающиеся тугоплавкие и огнеупорные осадочные горные породы – глина и каолин. В процессе обжига и спекания при температуре  $1200\text{--}1300^\circ\text{C}$  образуется

камнеподобное химически стойкое вещество, которое называется силиманит. Керамические материалы стойки к органическим и неорганическим кислотам, за исключением плавиковой и горячей фосфорной, стойки к растворителям и солям.

Основной недостаток керамики и фарфора - низкая теплопроводность.

В России химическая аппаратура из керамики и фарфора изготавливается двух сортов:

- кислотоупорная из глины и каолина;
- дунитовая, содержащая 95 % алевина  $(\text{MgFe})_2\text{SiO}_4$ ; 5 % серпентина  $3\text{MgO} \cdot 2\text{SiO}_2 \cdot 2\text{H}_2\text{O}$ .

Из фарфора изготавливают малогабаритное оборудование, из керамики – крупногабаритное: варочные котлы, котлы с мешалками, ванны, сосуды для работы под избыточным давлением, колонны, трубопроводы, циклоны, центробежные и поршневые насосы.

Насадочные и колпачковые колонны собирают из отдельных керамических царг  $H = 200\text{--}400$  мм,  $P_{\text{изб}} = 0,06$  МПа. Царги соединяют с помощью раструба на кислотоупорной замазке.

Выпускаются керамические реакторы с якорной мешалкой, снабженные рубашкой, с рабочим избыточным давлением 0,1 МПа, емкостью от 25 до 500 л, диаметром 300–900 мм [2].

### **Оборудование с эмалированной поверхностью**

Для теплообменников с агрессивными средами выпускаются аппараты из углеродистой стали и чугуна с эмалированной поверхностью теплообмена. Коэффициент теплопроводности эмалевого покрытия очень низкий.

Наибольшее распространение получил аппарат типа «сосуд в сосуде» (рис. 23). Такой теплообменник представляет собой полый стальной цилиндр 1 с наружной рубашкой. Внутренняя поверхность 1 покрыта эмалью. В верхней части имеется штуцер 3 для вывода агрессивной

жидкости, а на нижнем фланце укреплена эмалированная крышка со штуцером 4 для ввода агрессивного продукта. Теплоноситель циркулирует между стенками внутреннего сосуда и в рубашке наружного цилиндра. Теплообменник типа «сосуд в сосуде» легко разбирается для очистки и ревизии эмалированной поверхности. Для удобства эмалирования поверхности аппараты делают с меньшими переходами и изгибами. Такие

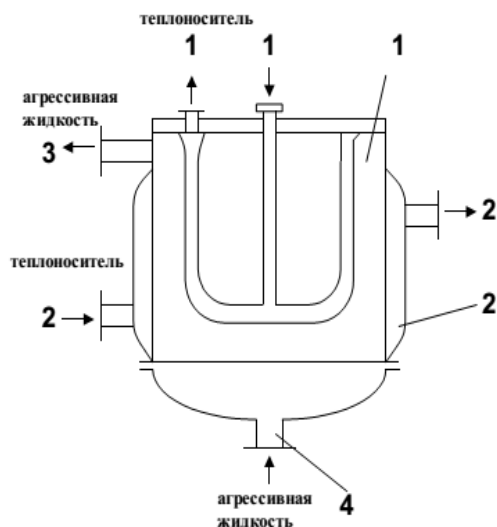


Рис. 23 – Эмалированный аппарат типа «сосуд в сосуде»: 1 – стальной цилиндр; 2 – водяная рубашка; 3,4 – штуцера для агрессивного продукта

аппараты имеют большой удельный расход металла. Аппараты из чугуна с эмалированием работают в пределах  $(-30) \div (+160\text{ }^{\circ}\text{C})$ .

Аппараты с эмалевым покрытием изготавливает концерн «Пфаудлер» и выпускает теплообменники следующих типов:

- «сосуд в сосуде» с поверхностью теплообмена  $1\text{--}6\text{ м}^2$ ;
- теплообменники типа «труба в трубе» с эмалированной изнутри трубой меньшего диаметра. Этот тип по технологическим показателям считается наилучшим;
- кожухотрубчатые теплообменники с эмалированными узлами (трубный пучок выполняют из бесшовных нержавеющей труб, а трубные плиты и крышки покрыты эмалью) [2,5].

### Оборудование из пластмасс

Использование пластмасс и материалов на их основе позволяет сократить объем потребления в химической промышленности таких дефицитных материалов, как медь, свинец, титан, серебро и др. В последние годы применение пластмасс в производстве все время

возрастает. Это обусловлено увеличением выпуска пластмасс, уменьшением цен на пластмассы по сравнению с металлами и появлением новых видов пластмасс с лучшими физико-механическими свойствами и с большой стойкостью к коррозии.

Для ряда производств применение оборудования из пластмасс особенно перспективно, например, в производстве красителей, в производстве чистых веществ, при фасовке реактивов.

#### Особенности пластмассовых конструкционных материалов.

**Стойкость к коррозии.** Химически стойкие термопласты конкурируют со многими металлическими материалами и даже антикоррозионными покрытиями. Винипласт и полиэтилен низкого и высокого давления устойчивы к воздействию многих кислот, щелочей и растворам солей различной концентрации. Полипропилен стоек к воздействию минеральных кислот и щелочей.

**Удельный вес (плотность).** При выборе полимера иногда имеет значение малый удельный вес пластмасс, что связано с транспортировкой оборудования.

Предельные температуры и коэффициенты теплопроводности часто имеют решающее значение при выборе того или иного полимера. В промышленности применяют фаолит, который представляет фенолформальдегидную смолу с асбестом. Фаолит выдерживает температуру 140 °С. При температуре менее нуля резко снижается ударная вязкость, и фаолит не выдерживает ударных нагрузок и вибрации.

Применяются также стеклопластики, выложенные изнутри химически стойкими термопластами. Такая аппаратура может эксплуатироваться при более высоких температурах, чем цельнопластмассовая.

Применение пластмасс для аппаратуры, в которой происходит резкая смена температур, ограничено из-за низкой прочности, термостойкости и теплопроводности полимеров.



**Предельное давление.** Аппаратура, изготовленная из винипласта с эллиптическим днищем, емкостью до  $1,25 \text{ м}^3$  может использоваться при  $P_{\text{изб max}}=0,04 \text{ МПа}$ . Аппараты емкостью более  $1,25 \text{ м}^3$  рекомендуется использовать для работы под налив. Винипластовые емкости диаметром не более 1000 мм могут работать под вакуумом до 300 мм рт. ст. Аппараты из фаолита с эллиптическим и коническим днищем рекомендуется использовать для работа при  $P_{\text{изб max}}= 0,06 \text{ МПа}$ , а с плоскими днищами – для работы под налив. Для работы под вакуумом до 500 мм рт. ст. рекомендуются аппараты диаметром не более 1000 мм [2,5].

## **МАССООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ**

Массообменными называют процессы, при которых вещество из одной фазы переходит в другую путем диффузии при определенных рабочих условиях. К таким процессам относятся абсорбция, адсорбция, десорбция, ректификация, сушка, экстракция. В зависимости от способа организации контакта фаз колонные аппараты подразделяют на тарельчатые, насадочные и пленочные, а в зависимости от рабочего давления подразделяются на атмосферные, работающие под давлением и вакуумные.

Около 60 % изготавливаемых аппаратов в стране для абсорбции и ректификации представляют собой тарельчатые колонны, остальные – насадочные колонны. При правильной организации гидродинамики процесса насадочные колонны более экономичны, чем тарельчатые. Колонные аппараты конструктивно состоят из унифицированных и стандартных элементов: крышек, обечаек, днищ, штуцеров, фланцев, люков, опор, внутренних устройств.

Корпуса колонных аппаратов изготавливают трех типов:

- 1) из отдельных царг, соединяемых между собой фланцами на прокладках;
- 2) цельносварные с крышкой на фланцах (для осмотра в корпусе предусматриваются смотровые люки);
- 3) цельносварные с приваренными верхним и нижним днищами (для монтажа и демонтажа тарелок предусмотрены люки-лазы).

Колонные аппараты чаще всего изготавливают из углеродистых и легированных сталей, двухслойных сталей, титановых сплавов, меди, чугуна, керамики, стекла, пластмассы, АТМ-1 и др [2,11].

### **Тарельчатые массообменные аппараты**

Тарельчатыми называют колонные аппараты, у которых внутренними устройствами в рабочей зоне являются тарелки. Тарельчатые колонные

аппараты состоят из вертикального корпуса, сферической или эллиптической крышки, днища и жестко скрепленной с корпусом опорной обечайки цилиндрической или конической формы. Использование конических опор для высоких колонн небольшого диаметра способствует повышению их устойчивости и уменьшению нагрузки на опорную поверхность фундаментального кольца. Внутри корпуса колонны смонтированы тарелки, устройство для ввода сырья, отбойное устройство и штуцера для жидкости и пара.

Для удобства монтажа и ремонта тарелок расстояние между ними желательно принимать не менее 450 мм. Монтаж и обслуживание тарелок в аппаратах с цельносварным корпусом выполняют через люки. Люки на корпусе рекомендуется располагать через каждые пять-десять тарелок в зависимости от диаметра аппарата и типа контактных устройств. Диаметр люков может колебаться от 450 мм до 600 мм, а расстояние между тарелками в месте установки люка – от 800 мм до 1000 мм.

Корпуса тарельчатых колонных аппаратов изготавливаются большей частью с постоянным по высоте диаметром, хотя для колонн больших размеров в случае, если нагрузка по жидкости и пару значительно меняется по высоте, корпус изготавливают из частей разного диаметра, соединенных конусными переходами.

На корпусе колонны предусматриваются штуцера для ввода продукта и вывода пара, ввода флегмы и пара из кипятильника, вывода кубового остатка и циркулирующей кубовой жидкости в кипятильник. Кроме того, аппарат снабжают штуцерами для измерения давления и температуры по высоте аппарата, уровня жидкости, отбора проб и др.

Корпуса аппаратов, работающих при больших рабочих давлениях, а также аппаратов диаметром более 1200 мм выполняют цельносварными. Аппараты диаметром 400-1000 мм изготавливают в царговом исполнении, если рабочее давление в них не превышает 1,6 МПа. Аппараты в царговом исполнении снабжают неразъемными тарелками, представляющими собой

отбортованный металлический диск с устройствами (отверстиями, колпачками, клапанами и пр.) для ввода пара на тарелку и слива жидкости. Для создания необходимого уровня жидкости на тарелке установлены сливная и переливная перегородки. Высота переливной перегородки постоянна; она образует так называемый переливной карман, в который погружена сливная труба расположенной выше тарелки. Высоту сливной перегородки можно регулировать для поддержания необходимого уровня жидкости на тарелке.

В аппаратах диаметром 1200 мм и более используют тарелки

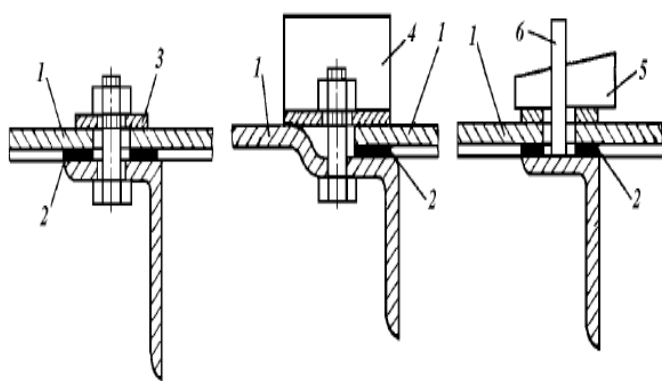


Рис. 24 – Варианты крепления секций полотна тарелки: 1 – полотно; 2 – прокладка; 3 – планка;

4 – прижимной уголок; 5 - клин; 6-скоба

прижимные планки, струбцины, клиновые соединения. Вертикальная полка уголка и ребро, полученное отгибом одной из кромок полотна, увеличивают жесткость полотна тарелок. Герметичность соединений обеспечивают установкой прокладок.

Существуют различные конструкции крепления полотна тарелки к корпусу. Полотно приваривают сплошным сварным швом к опорному уголку (рис. 25, а) или применяют разборные соединения на прокладках (рис. 25, б) или с набивкой в виде сальника.

разборной конструкции (рис. 24). Тарелки собирают из отдельных полотен, ширина которых позволяет заносить их в колонну через люки. Полотна размещают на опорных балках. Для соединения полотен используют

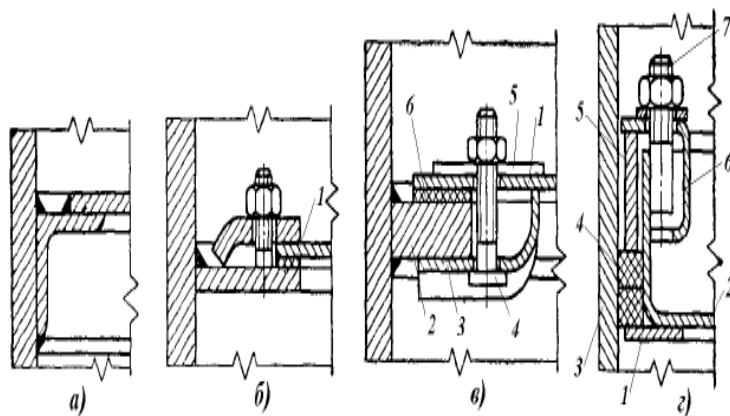


Рис. 25 – Варианты крепления полотна тарелки к корпусу: а – сваркой; б – на прокладке с прижимной планкой сверху; в – на прокладке со струбциной; г – на сальнике с набивкой.

Упорные кольца 1 предназначены для герметизации тарелок. В зазоре между тарелкой 2 и корпусом колонны 3 установлены прокладки 4 из асбестового шнура, закрепленные нажимным кольцом 5, скобами 6 и шпильками 7, приваренными к тарелке (рис. 25, г).

Другая конструкция (рис. 25, в) заключается в том, что отдельная секция тарелки 1 крепится к опорной раме 2 струбцинами 3, винтами 4 и прижимными планками 5. Герметичность обеспечивается прокладками 6.

Конструкция узла ввода сырья в колонну зависит от фазового состояния поступающей смеси. Жидкое питание, а также орошающая жидкость (флегма), вводятся непосредственно в переливные карманы тарелок. Переливные карманы, в которые вводится жидкость, обычно углублены ниже тарелки примерно на 300 мм. Иногда для гашения энергии струи в переливном кармане устанавливают отражательную пластину. При подаче сырья в парожидкостном состоянии энергия струи может быть весьма большой и вызывает изнашивание корпуса. Для защиты корпуса аппарата от эрозионного воздействия струи сырье подается через специальное устройство – **улитку**, форма которой должна обеспечивать равномерное распределение пара по сечению аппарата.

Тарельчатые контактные устройства ректификационных и абсорбционных аппаратов классифицируют:

- по числу потоков;
- по типам и конструкции контактных элементов;

- по характеру взаимодействия фаз в зоне контакта;
- по организации перелива жидкости и др.

По числу потоков (сливов) тарелки выполняют одно-, двух- и многопоточные (рис. 26). Применяют также многосливные тарелки с равномерно распределенными по площади сливами и тарелки с каскадным расположением полотна.

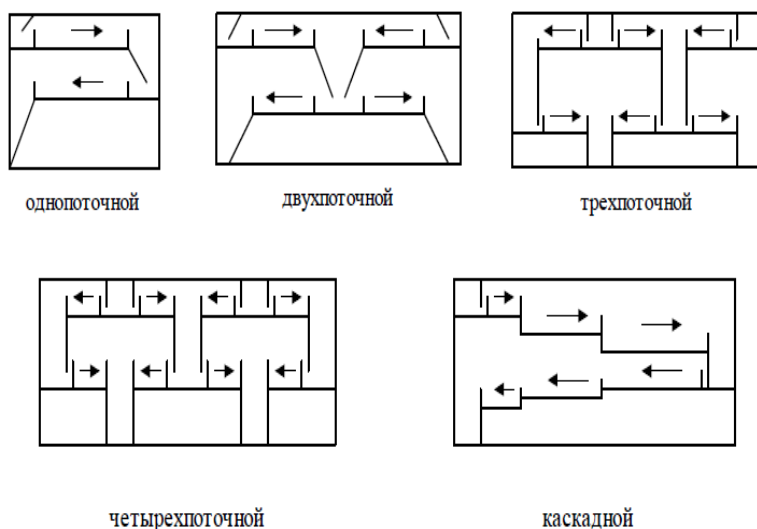


Рис. 26 – Схемы тарелок

Многопоточные и многосливные тарелки используют в колоннах большого диаметра и при значительных расходах жидкости. Такие тарелки обеспечивают более равномерный уровень жидкости и распределение паров

по площади контактных устройств.

В зависимости от направления движения паровой и жидкой фазы, в зоне контакта выделяют тарелки прямоточные, противоточные и с перекрестным током.

По организации перелива жидкости тарелки разделяют на переливные и беспереливные (провального типа).

По типу контактных элементов тарелки разделяются на:

- колпачковые (с капсульными и туннельными колпачками);
- с S-образными элементами;
- ситчатые с отбойными элементами;
- ситчато-клапанные;
- клапанные (одно- и двухпоточные);
- клапанные баластные;

- решетчатые;
- жалюзийно-клапанные;
- струйно-направленные (чешуйчатые) [2,6].

### **Колпачковые тарелки с капсульными колпачками**

Тарелки с капсульными колпачками до недавнего времени считали лучшими контактными устройствами благодаря простоте эксплуатации и универсальности.

**Тарелки стальные колпачковые** изготавливают по ОСТ 2601-66-86 в двух исполнениях:

- неразборные – типа ТСК для колонных аппаратов диаметром 400, 600 и 800 мм;
- разборные – типа ТСК-Р для колонных аппаратов диаметром 1000–4000 мм.

Неразборными тарелками снабжают аппараты с корпусами из царг. Царгу заполняют 2–6 тарелками в зависимости от расстояния между ними. Основной элемент такой тарелки – основание – стальной отбортованный диск толщиной 4 мм с отбортованными отверстиями для приварки паровых патрубков. Капсульные стальные колпачки изготавливают в двух исполнениях: нерегулируемые и регулируемые по высоте, диаметром 60, 80, 100 и 150 мм и высотой 50, 55 и 85 мм. Высота прорезей 15 или 20 мм, число прорезей соответствует указанным диаметрам – 16, 20, 26 и 40.

Колпачки на тарелках располагают по вершинам равносторонних треугольников с шагом от 1,3 до 1,9 диаметра колпачка. Крепление колпачков на тарелке можно выполнить индивидуальным и групповым способами. При индивидуальном способе (рис. 27, а) колпачок 1 закреплен гайками 4 и 5 на шпильке 3, приваренной к патрубку 2. Прямоугольное отверстие в колпачке под шпильку в двух противоположных сторон имеет отогнутые кромки. Положение колпачка по высоте регулируют его вращением, причем одновременно вращается и нижняя гайка 5.

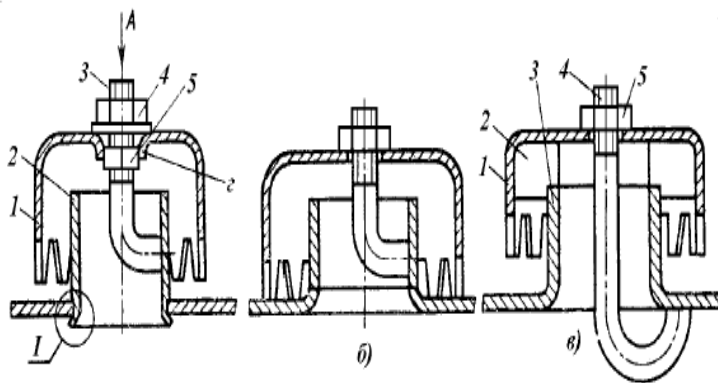


Рис. 27 – Способы индивидуального крепления колпачка: а – на шпильке; б – с опиранием на полотно; в – на ребрах

установлен на трех опорных ребрах 2 и притягивается к патрубку 3 шпилькой 4 с гайкой 5. При таком креплении неточность установки патрубков приводит к неправильному положению колпачков по высоте или перекосу, что вызывает их неравномерную работу.

Существует вариант одновременного (группового) крепления нескольких колпачков на общем уголке. Уголки крепят к кольцу, приваренному к корпусу колонны. При такой конструкции ускоряется и облегчается монтаж тарелок. Патрубки крепят к полотну тарелки развальцовкой или сваркой. Крепление развальцовкой требует увеличения толщины полотна тарелки. Приварка патрубка позволяет уменьшить толщину полотна до 1,5–2 мм. Расстояние между тарелками принимают от 200 до 1200 мм. Размеры тарелок в зависимости от диаметра аппарата приведены в ОСТ 2601-66-86.

Разборные колпачковые стальные тарелки типа ТСК-Р отличаются от неразборных большими диаметрами; их монтируют и ремонтируют через люки колонных аппаратов. Тарелки комплектуют колпачками с числом от 43 до 234.

Тарелка работает следующим образом. Поступающая жидкость заполняет тарелку на высоту, определяемую сливной перегородкой, при этом прорези колпачков должны быть погружены в жидкость. Пар

Применяют также варианты крепления колпачка, не позволяющие регулировать его по высоте. При этом колпачок может упираться нижними кромками прорезей в полотно тарелки (рис. 27, б). По другому варианту (рис. 28, в) колпачок 1



проходит через паровые патрубки, щели колпачков и барботирует сквозь слой жидкости. Газ и жидкость взаимодействуют в перекрестном токе; жидкость движется по тарелке от переливного кармана к сливной перегородке и далее на расположенную ниже тарелку, а газ – вверх по оси колонны.

Тарелки с капсульными колпачками имеют относительно высокий КПД (0,75–0,8). Их можно использовать при нестабильных нагрузках по жидкости и пару. Гидравлическое сопротивление, зависящее от глубины погружения колпачка, не превышает 1 кПа. К недостаткам этих тарелок следует, прежде всего, отнести значительную металлоемкость и трудоемкость изготовления.

**Тарелки стальные колпачковые разборные двухпоточные** изготавливают типа ТСК-РЦ и ТСК-РБ для колонных аппаратов диаметром 1400–5000 мм. Конструктивное отличие их от рассмотренных однопоточных в том, что первая тарелка имеет центральное диаметральное сливное устройство, а вторая тарелка имеет два боковых в виде двух открытых секторов. Вследствие этого перелив и движение жидкости осуществляется двумя потоками.

**Тарелки чугунные колпачковые** типа ТЧК выпускаются в соответствии с ОСТ 2601-496-79 для колонных аппаратов диаметром 1000–2400 мм, собираемых из чугунных царг. Тарелки снабжаются стандартными чугунными колпачками диаметром 110, 160, 260, 355, 460 и 510 мм.

**Тарелки медные колпачковые** типа ТМК нормализованы для медных колонных аппаратов диаметром 500–2000 мм. Конструктивно они аналогичны стальным неразборным тарелкам. Изготавливают также одноколпачковые цельные тарелки типа ТМО для аппаратов диаметром 500–1600 мм.

**Тарелки колпачковые керамические** типа ТКК устанавливают в керамических колонных аппаратах диаметром 300–1800 мм. Главное их преимущество – стойкость керамики к кислотам любых концентраций

(кроме плавиковой и фосфорной). Тарелки изготавливают в двух исполнениях: цельные – для аппаратов диаметром до 600 мм и составные – для аппаратов диаметром 800–1800 мм.

**Тарелки с туннельными колпачками** типа ТСТ устанавливают в колонных аппаратах нефтеперерабатывающей промышленности. Их изготавливают для аппаратов диаметром более 1400 мм. Тарелки собирают из штампованных желобов 1, уложенных по ходу жидкости на опорные уголки 2 и накрытых колпачками 3 так, что между ними образуются паровые каналы (рис. 28). Для равномерного распределения пара, колпачки в нижней

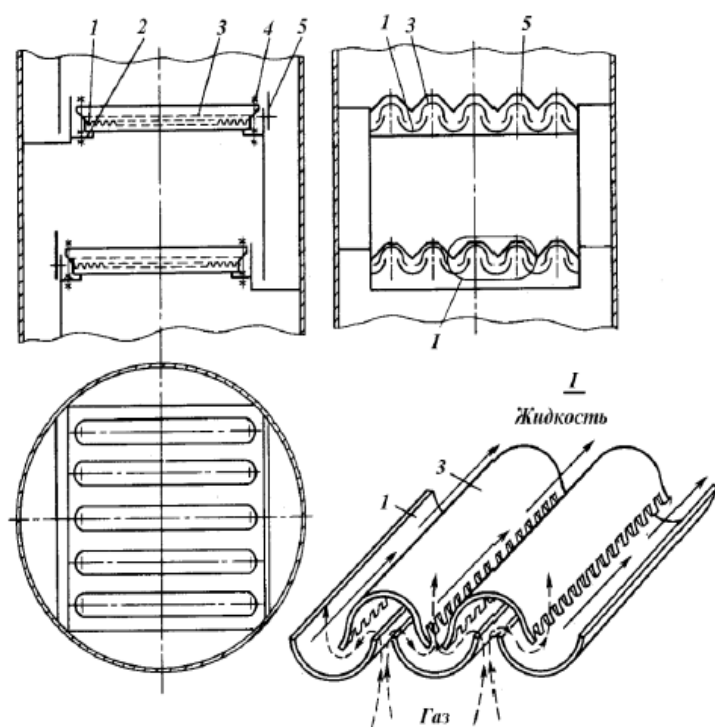


Рис. 28 – Тарелка с туннельными колпачками

длиной 760–1840 мм, шириной и высотой по 80 мм.

Основное преимущество этих тарелок – небольшое число колпачков и возможность их очистки. Недостатки туннельных тарелок: сравнительно невысокая эффективность, малая производительность и большая металлоемкость. В настоящее время эти тарелки изготавливают только для ремонта действующих колонн [2,7].

части имеют трапецеидальные прорезы. Колпачки крепят на полотно тарелки шпильками 4. Для равномерного распределения жидкости на тарелке сливную планку 5 также выполняют с прорезями. Колпачки штампуют из углеродистой или легированной стали

## Тарелки с S-образными элементами

В настоящее время в нефтеперерабатывающих колоннах используют тарелки с S-образными элементами 1, установленными перпендикулярно направлению движения жидкости на тарелке (рис. 29). Для того чтобы закрыть каналы с торцов и увеличить жесткость тарелки, между S-образными элементами устанавливают пластины 2.

Особенностью этой тарелки является течение жидкости не вдоль колпачков, как у туннельных тарелок, а поперек. Слой жидкости движется единым потоком по тарелке в направлении к сливу, проходя над S-образными элементами и переливаясь через них. Пары проходят через прорези S-образного элемента, барботируют через жидкость и при этом

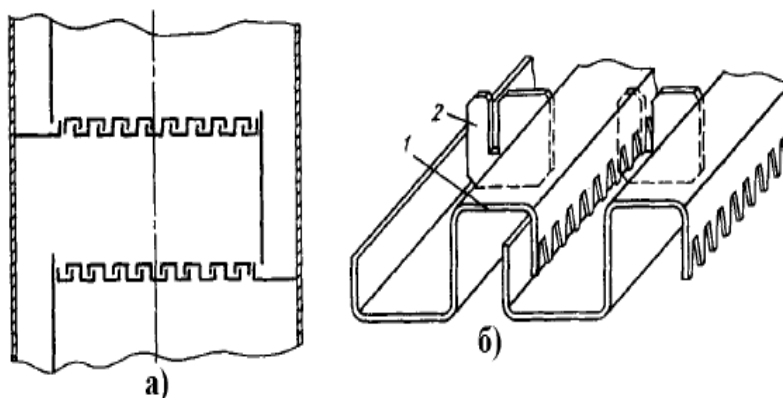


Рис. 29 – Тарелка с S-образными элементами:

а – общий вид; б - схема

способствуют ее движению по тарелке.

У тарелки из S-образных элементов более полно используется сечение колонны, чем у туннельных, и она обладает более высокой производительностью.

Простота конструкции позволяет быстро собрать и разобрать ее. Металлоемкость тарелок с S-образными элементами почти вдвое меньше, а производительность на 20–30 % больше по сравнению с капсульными. Эффективность или КПД составляет 0,6–0,8. Оптимальная нагрузка по газу для этой тарелки на 10–25 % меньше, чем для колпачковой.

Стандартом (ОСТ 2602-536-78) предусмотрены тарелки:

- однопоточные диаметром 1000–4000 мм;
- двухпоточные диаметром 1600–8000 мм;
- четырехпоточные диаметром 4000–5000 мм [2,8].

## Ситчатые тарелки с отбойными элементами

Тарелки состоят из 1–15 секций (в зависимости от диаметра) из перфорированного стального листа толщиной 2 мм с просечно-вытяжными щелевидными отверстиями (рис. 30). Направление просечки совпадает с направлением движения жидкости. Над полотном тарелки поперек потока жидкости с шагом 200 мм и углом наклона  $60^\circ$  к полотну устанавливают отбойные элементы из просечно-вытяжного листа высотой 150 мм.

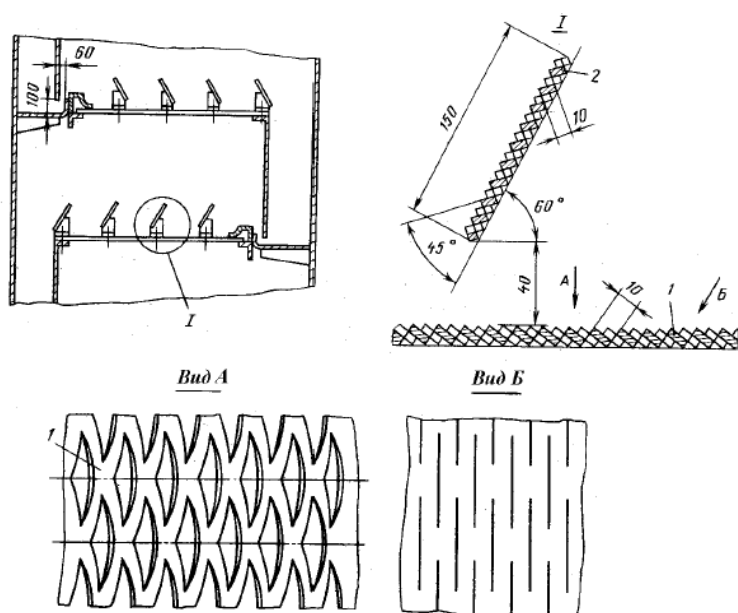


Рис. 30 – Тарелка с просечно-вытяжными отверстиями

Отбойные элементы располагают на расстоянии 40 мм от полотна тарелки. Направление просечки отбойных элементов ориентировано так, что газожидкостной поток, попадая на них, отбрасывается вниз к полотну. Отбойные элементы организуют

зону контакта фаз, способствуют сепарации жидкости и снижают ее унос.

Ситчатые тарелки с отбойными элементами изготавливают диаметром 1000–4000 мм (однопоточные) и 1400–9000 мм (двухпоточные). Расстояние между тарелками 450–900 мм. Такие тарелки имеют высокую производительность по пару и низкое гидравлическое сопротивление.

**Ситчатые тарелки** представляют собой плоский перфорированный лист со сливными устройствами. Перфорацию выполняют в виде круглых отверстий диаметром  $d=2-6$  мм, с шагом равным  $(3\div 5)d$ . Площадь отверстий, в зависимости от производительности тарелки по пару, составляет от 8 до 30 % от площади сечения колонны.

Известны конструкции многосливных тарелок с двумя зонами контакта фаз с ситчатым полотном или контактными элементами другого типа. В этом случае переливное устройство в нижней части имеет щель, из которой жидкость вытекает в виде пленки, перекрывающей сечение колонны под полотном тарелки. Таким образом, образуется вторая зона контакта фаз в пространстве между тарелками.

Преимущество ситчатой тарелки: большое свободное сечение тарелки; высокая производительность по пару; простота изготовления; малая металлоемкость. По производительности по пару (газу) ситчатые тарелки на 30-40% превосходят колпачковые.

Недостатки ситчатых тарелок: высокая чувствительность к точности установки; не рекомендуется использовать для работы с загрязненными средами, это вызывает забивание отверстий [2,9].

### **Решетчатые тарелки провального типа**

**Решетчатые тарелки провального типа** состоят из отдельных секций, в которых имеются прямоугольные прорезы размером 4x140 мм. Обычно площадь прорезей составляет 10-30 % площади всей тарелки. На двух смежных тарелках прорезы выполняют во взаимно перпендикулярных направлениях. Стандартные тарелки диаметром 1000-2400 мм имеют ширину прорезей 4 и 6 мм, шаг от 8 до 36 мм.

Решетчатые провальные тарелки (рис. 31) используют в установках, рабочая производительность которых отклоняется от расчетной не более чем на 25 %.

К преимуществам этих тарелок следует, прежде всего, отнести простоту конструкции и малую металлоемкость. Кроме того, тарелки имеют большую пропускную способность по жидкости и, при достаточной ширине щели, могут быть использованы для обработки загрязненных жидкостей, оставляющих осадок на тарелке. По эффективности решетчатые провальные тарелки обычно не уступают тарелкам с переливом. К

недостаткам относятся узкий диапазон устойчивой работы и сложность обеспечения равномерного распределения орошения по поверхности тарелок в начале процесса.

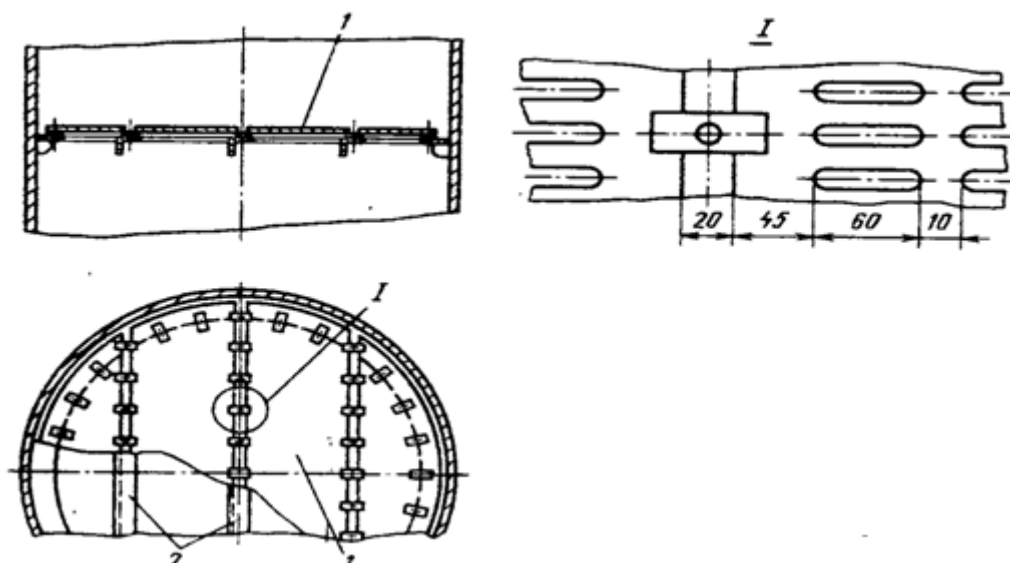


Рис. 31 – Решетчатая провальная тарелка

Конструктивно тарелка представляет собой плоский, перекрывающий все сечение колонны диск 1 с выштампованными в нем прямоугольными щелями, уложенный на опорную конструкцию 2. Обычно площадь прорезей составляет 10-30 % всей площади тарелки. Прорези (как правило, размерами 4x60 мм) располагаются на поверхности тарелки с шагом  $t=10-36$  мм.

При работе колонны под давлением поступающих паров на полотне тарелки создается слой жидкости, через которую барботирует пар. При этом часть жидкости протекает через прорези на расположенную ниже тарелку. Прорези работают периодически: места стока жидкости и прохода пара произвольно перемещаются по полотну тарелки.

**Гидродинамика** тарелок провального типа складывается из следующих режимов:

Режим смоченной тарелки. Наблюдается при малых скоростях газа. Через щели тарелки свободно проходит поток газа и жидкости. Количество жидкости на тарелке мало, т.к. мала скорость. Контакт между фазами

происходит на поверхности капель истекающих пленок жидкости. Сопротивление тарелки невелико.

Барботажный режим. Наблюдается при дальнейшем увеличении скорости. Характеризуется подвисанием жидкости над тарелкой, что связано с увеличением сопротивления. На тарелке наблюдается две зоны: зона светлой жидкости и зона пены. При увеличении скорости пара зона светлой жидкости уменьшается, а зона пены увеличивается.

Эмульгационный режим. Характеризуется полным исчезновением зоны светлой жидкости. На тарелке остается сильно турбулизованная пена. Сопротивление и унос пены при увеличении скорости остается постоянными.

Волновой режим движения жидкости. Струи пены вырываются на поверхность пены, которая приходит в волнообразное движение.

Режим захлебывания колонны. Жидкость не проваливается, а попадает на вышерасположенную тарелку [2,10].

### **Клапанные тарелки**

Клапанные тарелки широко применяют в нефтехимической промышленности, их изготавливают с дисковыми и прямоугольными клапанами. Работают тарелки в режиме прямоточного или перекрестного движения фаз.

В отечественной промышленности наиболее распространены клапанные прямоточные тарелки с дисковыми клапанами (рис. 32). На тарелке в шахматном порядке расположены отверстия, в которых установлены саморегулирующиеся дисковые клапаны. Диаметр дисковых клапанов обычно составляет 50 мм; диаметр отверстия под клапаном в полотне тарелки 30–40 мм; высота подъема клапана 6–8 мм. Клапан такой конструкции имеет три направляющие, расположенные в плане под углом 120°, две из которых имеют больший вес и длину. При работе с возрастающей скоростью паров сначала поднимается легкая часть клапана,

обращенная против потока жидкости, а затем клапан принимает положение, при котором пары выходят в направлении движения жидкости.

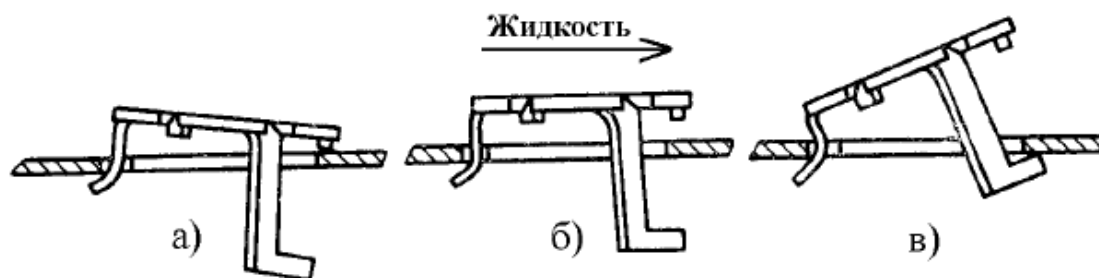


Рис. 32 – Схемы работы клапана прямооточной тарелки стандартной конструкции при нагрузках по парам: а – малых; б – средних; в – больших

По ОСТ 2602-1401-76 предусмотрены тарелки однопоточные диаметром 1000–4000 мм, двухпоточные диаметром 1400–9000 мм и четырехпоточные диаметром 3200–5500 мм. Тарелки выполняют разборными с шагом между рядами 50, 75 и 100 мм, что предопределяет различное число клапанов и соответственно разную площадь свободного сечения тарелки.

Кроме дисковых клапанных тарелок используют и жалюзийно-клапанные тарелки. На полотне тарелки в зависимости от ее диаметра (1000–4000 мм) устанавливают от 10 до 350 таких элементов. Клапанами здесь служат пластины-жалюзи, шарнирно закрепленные в отверстиях боковых стенок. Угол поворота пластин ограничивается перемычкой. Каждая секция тарелки имеет расположенные в шахматном порядке квадратные отверстия с установленными в них жалюзийно-клапанными элементами, изготавливаемые по ОСТ 2601-417-85.

Для увеличения производительности и диапазона устойчивой работы клапанные тарелки выполняют балластными. Клапаны таких тарелок могут иметь индивидуальный и групповой балласт. При работе таких устройств вначале поднимается пластина клапана, затем она упирается в балласт и поднимается вместе с балластом. При малой производительности по газу



тарелка работает как обычная с дисковым клапаном меньшей массы. При увеличении нагрузки клапан упирается в балласт и работает как один утяжеленный клапан. В полотне каждой секции тарелки просечены рядами с шагом 60 мм или 120 мм прямоугольные отверстия размерами 140x25 мм. Отверстия в ряду расположены попарно с расстоянием между ними 25 мм.

Основные преимущества клапанных тарелок: способность обеспечить эффективный массообмен в большом интервале рабочих нагрузок, несложность конструкции, низкая металлоемкость и невысокая стоимость [2,12].

### **Струйно-направленные (чешуйчатые) тарелки**

Одно из направлений технического прогресса в химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности – разработка и применение аппаратов большой единичной мощности. До недавнего времени повышение эффективности и производительности колонн обеспечивали увеличением их высоты и диаметра. Однако с увеличением диаметра колонн возрастает неупорядоченность движения взаимодействующих фаз: на тарелке появляются «байпасные» потоки, «мертвые» зоны, возникает поперечная неравномерность скорости газового потока и высоты жидкости на тарелке. Все это снижает эффективность массообмена в колонне. В связи с этим производительность аппарата следует повышать не увеличением размеров аппарата, а созданием контактных устройств, обладающих высокой производительностью по жидкости и пару, в частности, продольным и поперечным секционированием этих устройств.

Известно, что производительность тарелок повышается при контактировании фаз в прямотоке. Однако при прямоточном взаимодействии и большой скорости пара (газа) жидкость смещается в направлении к сливному карману, что затрудняет работу сливных устройств.

Для компенсации прямоточного движения фаз и исключения его распространения на всю тарелку можно устанавливать на тарелке продольные и поперечные перегородки, обеспечивающие зигзагообразное движение жидкости на тарелке от перелива к сливу, а также создающие условия для движения потоков парожидкостной смеси по тарелке в противоположных или пересекающихся направлениях.

Примером могут служить **струйно-направленные тарелки** (рис. 33), которые применяют для колонных аппаратов диаметром 600 мм. На штампованных секциях просечены и отогнуты под углом  $30^\circ$  или  $40^\circ$  полукруглые «язычки» радиусом 20, 25 или 30 мм. Расстояние между соседними рядами язычков – 50 мм. В ряде случаев на струйно-направленной тарелке устанавливают поперечные перегородки, в которых у полотна тарелки выполняют щель высотой 10–15 мм для прохода жидкости.

При скорости газа до 1,5 м/с тарелки работают аналогично ситчатой и колпачковой: жидкость из переливного кармана поступает на рабочую часть тарелки, газ вводится через просечки, барботирует через слой жидкости, аэрирует ее и на тарелке образуется газожидкостный слой. При скорости газа более 1,5 м/с, газовые струи, выходящие из просечек, и создаваемые ими потоки жидкости движутся к вертикальным перегородкам или стенкам колонны, ударяются о них, сепарируются и газ покидает тарелку. При этом жидкость совершает сложное зигзагообразное движение от переливного к сливному карману.

При определенной скорости провал жидкости исчезает – это первая критическая скорость (для системы воздух – вода скорость равна 6,5–7,5 м/с). При дальнейшем увеличении скорости на тарелках начинается барботажный режим и происходит волнообразное движение жидкости от сливного к переливному карману.

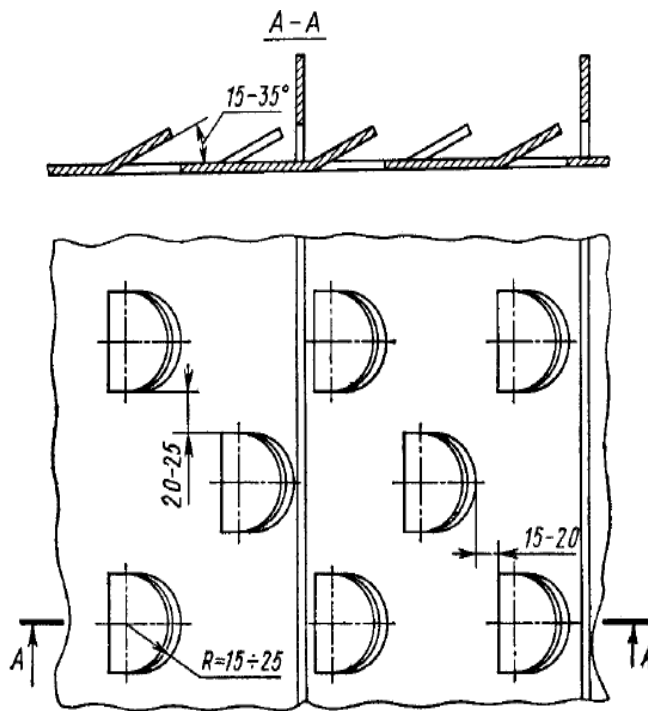


Рис. 33 – Струйная тарелка с секционирующими перегородками

При скорости более 12–16 м/с возникает струйный режим, который характеризуется подъемом уровня жидкости на тарелке по направлению к сливу. Это явление вызывается инжектирующим действием пара, а также ударом парожидкостного потока о стенку колонны. Часть жидкости отрывается от тарелки и движется над ней.

Самая высокая

эффективность чешуйчатых тарелок достигается в струйном режиме, который является рабочим режимом для этих тарелок. Скорость должна быть более 12 м/с. Оптимальное живое сечение составляет 10 % от полного сечения колонны [2,12].

## МАССООБМЕННЫЕ АППАРАТЫ

### Насадочные массообменные аппараты

Массообменные аппараты, в которых для образования контакта между фазами служат насадочные тела различной формы, являются широко распространенным типом аппаратов.

Диаметр насадочных колонн обычно не превышает 4000 мм. Для колонн большого диаметра трудно достичь высокой эффективности.

Однако известны отдельные конструкции насадочных аппаратов диаметром до 12 м.

Корпус 1 абсорбционной насадочной колонны выполняют (рис. 34) либо цельносварным, либо из отдельных царг с приварными или съемными крышками.

Насадочные аппараты весьма чувствительны к неравномерности орошения, поэтому жидкость для орошения насадки подается через распределительную тарелку 2. Насадку 3 располагают по высоте аппарата в несколько слоев (секций) и укладывают на опорные решетки 4. Для загрузки и выгрузки насадки в верхней и нижней частях каждой секции обычно устанавливают люки 6 и 8. При больших нагрузках по газу и перепаде давлений 400-700 Па на 1 м высоты насадки, сверху на каждый слой укладывают удерживающую решетку,

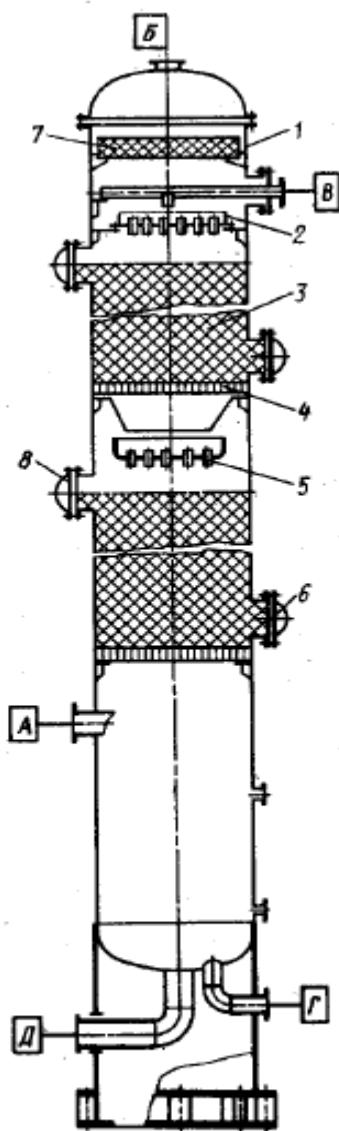


Рис. 34 - Схема насадочной колонны

предотвращающую выброс насадки.

В верхней части колонны размещено отбойное устройство 7. Газ и жидкость движутся противотоком. При этом газ вводится в колонну снизу через штуцер А, а выводится через штуцер Б. Орошающая жидкость вводится сверху через штуцер В, а выводится через штуцеры Г и Д.

При стекании жидкости по насадке происходит ее перераспределение и на некотором расстоянии от распределительной тарелки равномерность орошения может резко уменьшиться. При этом жидкость течет вдоль стенки аппарата, а центральная часть насадки остается не орошенной. Для исключения этого явления насадочное пространство разделяют на слои и устанавливают между слоями перераспределительные тарелки 5, которые собирают жидкость и распределяют ее вновь по сечению аппарата.

Корпус и внутренние устройства серийно выпускаемых насадочных аппаратов изготавливают из тех же материалов, что и для тарельчатых массообменных аппаратов [2,13].

### Типы насадок

Основным элементом контактного устройства является насадка. Насадки, применяемые для заполнения массообменных аппаратов, характеризуются следующими показателями:

а) удельная поверхность  $S$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^3$  – поверхность насадки, заполняющий объем, равный  $1 \text{ м}^3$ ;

б) свободный объем  $V_c$ ,  $\text{м}^3/\text{м}^3$  – объем пустот, приходящийся на  $1 \text{ м}^3$  пространства, заполненного насадкой;

в) свободное (живое) сечение насадки  $f_c$ ,  $\text{м}^2/\text{м}^2$  – площадь прохода между насадочными телами;  $f=V_c$

г) эквивалентный диаметр насадки  $d_э = \frac{4 \times V_c}{S}$ , м;

д) линейный размер насадки для кусков неправильной формы выражается через средний размер куска, для колец Рашига – через наружный диаметр, высоту и толщину в мм (20x20x5).

Насадка для заполнения колонны должна обладать:

- большой удельной поверхностью,  $S$ ;
- большим свободным объемом,  $V_c$ ;
- оказывать небольшое сопротивление потоку газа;
- обладать коррозионной устойчивостью;
- иметь небольшой объемный вес.

В настоящее время используют насадки различных видов. По существующей классификации их можно отнести либо к регулярной (правильно уложенной), либо к нерегулярной (засыпанной навалом).

**Нерегулярная насадка.** Нерегулярную насадку применяют в процессах массообмена, протекающих под давлением или в условиях неглубокого вакуума. Эта насадка обладает рядом преимуществ, одно из которых состоит в практическом отсутствии проблемы выбора материала. Насадку можно изготовить из металлов, полимеров, керамики.

**Кусковая насадка.** В качестве кусковой насадки применяют дробленные горные породы (кварц, андезит, кокс). Размеры кусковой насадки – 25–100 мм при беспорядочной засыпке. Достоинством насадки являются: дешевизна, химическая стойкость. Недостатком: малая удельная поверхность, малый свободный объем.

**Кольцевая насадка.** Наиболее распространенный тип кольцевой насадки – кольца Рашига (рис. 35, *а*). Изготавливаются из керамики, фарфора, пластмассы, металлов, углеграфитовых масс. Диаметр колец 25–150 мм. Кольца диаметром до 50 мм загружаются навалом. При больших диаметрах кольца укладываются рядами. Существуют и другие кольцевые насадки: кольца с простой и крестообразной перегородкой и т. д.

Насадка Рашига имеет небольшую стоимость, но малоэффективна. Для повышения эффективности массообмена кольцевую насадку изготавливают перфорированной и с внутренними перегородками – кольца Палля (ФРГ) (рис. 35, *б*) и их модификации. К кольцевой насадке с перфорированной цилиндрической частью и внутренними перегородками относится насадка «Каскад-мини-ринг» (рис. 35, *в*).

**Седлообразная насадка.** Имеет большую удельную поверхность (на 25 % больше, чем кольцевая) и большой свободный объем. Такую насадку выпускают, главным образом, в виде седел «Инталокс» (рис. 35, з) и седел Берля (рис. 35, д) из керамики и пластмассы размером 37х37 мм и 50х50 мм. Особое место среди седловидных насадок занимает насадка «Инталокс метал» (рис. 35, е), обладающая высокой эффективностью.

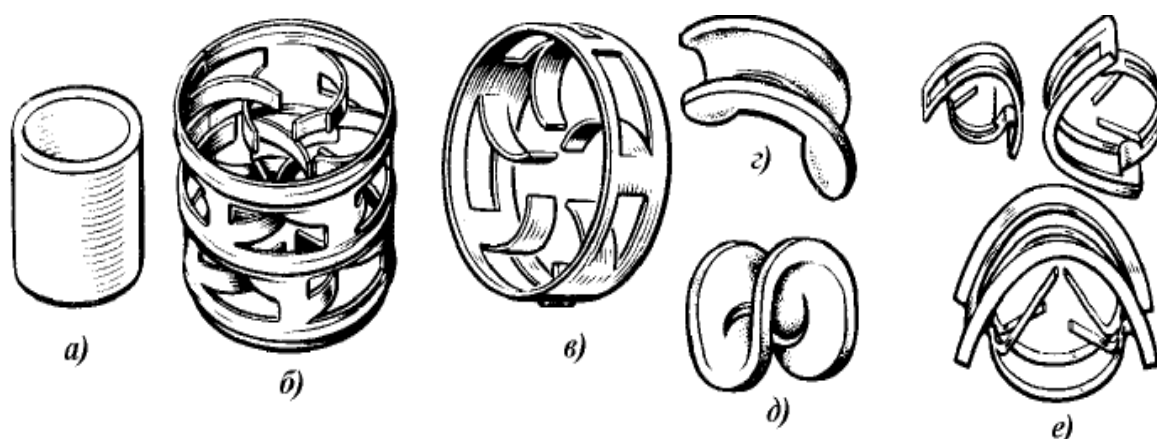


Рис. 35 – Нерегулярные насадки

**Регулярная насадка.** Правильно уложенная насадка отличается от нерегулярной меньшим гидравлическим сопротивлением и поэтому особенно пригодна для процессов вакуумной ректификации. К недостаткам следует отнести их высокую чувствительность к равномерности орошения.

Простейшая регулярная насадка – плоскопараллельная – представляет собой пакеты, набираемые из плоских вертикальных, обычно металлических пластин толщиной 0,4–1,2 мм, расположенных параллельно с одинаковым зазором 10–20 мм. Высота пакета пластин 400–1000 мм. Наружный диаметр пакета соответствует внутреннему диаметру колонны. Для повышения равномерности распределения жидкости в колонне, пакеты устанавливают один над другим, взаимно повернутыми на угол 45–90°. Недостатки этой насадки: высокая металлоемкость, плохое перераспределение жидкости, сравнительно низкая эффективность.

Для устранения последнего недостатка, листы плоскопараллельной насадки выполняют с рифлением или с различными турбулизирующими

элементами. Так, насадка состоит из вертикальных, параллельно расположенных листов, имеющих поперечные окна с отогнутыми лепестками (рис. 36, а). Соседние по высоте лепестки отогнуты в противоположные стороны и делят колонну в продольном направлении на контактные камеры. Газ, поднимаясь по колонне, проходит через камеры, многократно меняя направление движения при ударе о лепестки. Жидкость, стекая по насадке с лепестка на лепесток, распыляется восходящим газовым потоком.

Основное преимущество гофрированной насадки (рис. 36, б), состоящей из вертикальных металлических листов с рифлением, по сравнению с плоскопараллельной насадкой – меньший брызгоунос. Зазоры между листами иногда обеспечивают дистанционными планками (рис. 36, в), установленными вертикально на расстоянии 250 мм одна от другой. Разновидностью гофрированной насадки является Z-образная насадка, изготавливаемая из перфорированного листа (рис. 36, г).

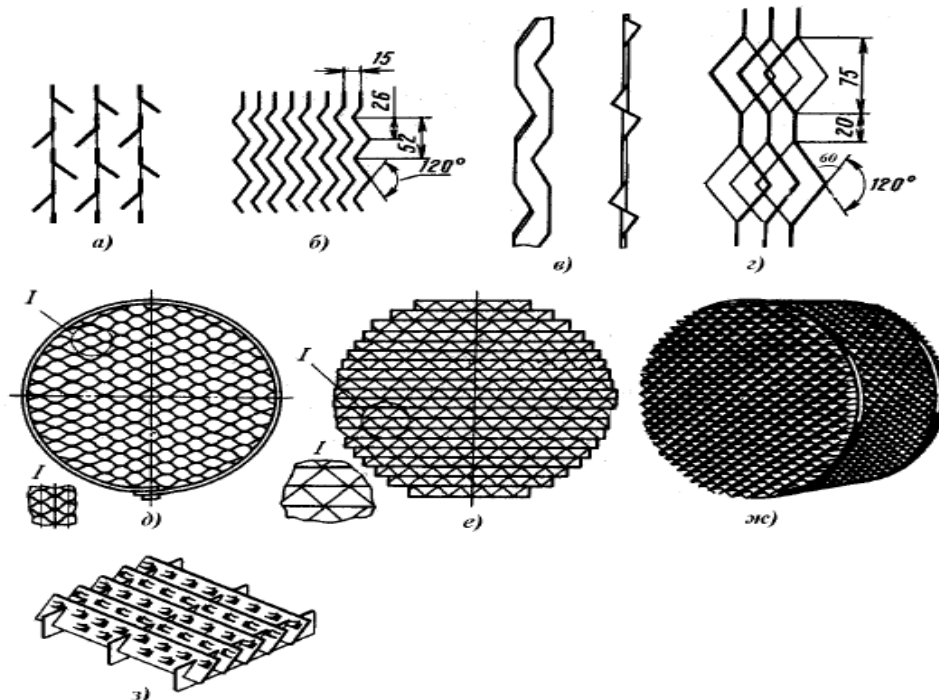


Рис. 36 – Регулярные насадки

Щелевая или сотовая насадка (рис. 36, д) образована из гофрированных вертикальных листов, сдвинутых один относительно



другого так, что по высоте пакета образуются изолированные вертикальные каналы. Листы соединены в пакеты высотой 400-1000 мм точечной сваркой.

К преимуществам этой насадки относятся:

- высокая удельная поверхность (в 2–3 раза больше, чем у плоскопараллельной);
- возможность нагревать или охлаждать контактирующие фазы, т.к. каналы, образованные гофрами, пригодны для подачи в них теплоносителя или хладагента.

К недостаткам следует отнести – неравномерность толщины пленки жидкости в канале, накопление жидкости в углах канала несколько ухудшает эксплуатационные качества этой насадки.

Насадка из гофрированной сетки (рис. 36, *е*) рекомендована для процессов ректификации, проводимых под вакуумом.

Пакеты такой насадки высотой 150-200 мм изготавливают из тканой проволоочной сетки толщиной 0,2 мм. В последнее время разработана высокоэффективная насадка «Зульцер» (рис. 36, *ж*) из гофрированной сетки толщиной 0,16 мм, а также регулярная насадка «Роли-пак», образованная ярусами наклонных листов с прорезями (рис. 36, *з*).

На распределение орошающей жидкости влияет способ засыпки насадки (рис. 37): из центра колонны (слой 1); от стенок колонны (слой 2); подсыпка до горизонтального уровня (слой 3).

При засыпке насадочных тел по варианту (*а*) плотность укладки их на границе слоев 1 и 3 наименьшая, что способствует стеканию жидкости к стенкам. При равномерном начальном орошении хорошие результаты дает вариант (*в*), сочетающий предыдущие два способа [2,13].

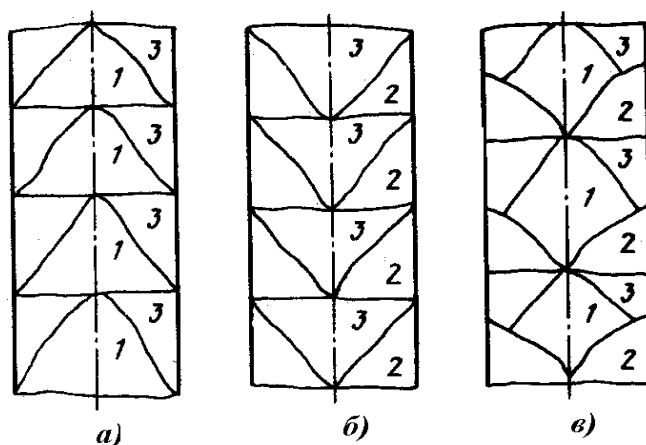


Рис. 37 – Варианты засыпки насадки

### Гидродинамика насадочных колонн

При противоточном движении фаз в насадочных колоннах

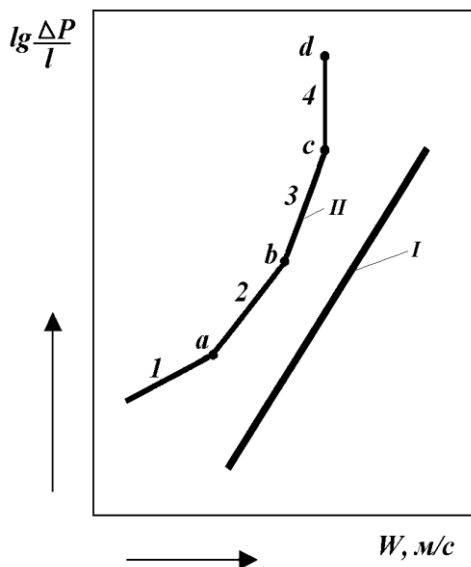


Рис. 38 - Гидродинамические режимы насадочной колонны:

- I – сухая колонна;
- II – смоченная колонна

установлено четыре характерных режима, возникающих в зависимости от плотности орошения и скорости движения газа (пара). Последовательность их возникновения может быть прослежена на рис. 38.

**Пленочный режим** возникает при малых плотностях орошения и малых скоростях газа. Взаимодействие газа и жидкости происходит на поверхности элементов контакта. Сплошная фаза в этом режиме – пар (газ), дисперсная – жидкость. В точке (a) паровой поток начинает подтормаживать движение жидкости, возникают отдельные вихри.

**Промежуточный режим.** Сплошной фазой остается пар. Однако пар тормозит движение жидкости. Возникают вихри. Взаимодействие между фазами происходит на поверхности пленок и струй жидкости, стекающей по насадке. В точке (в) замечено начало подвисяния. Пар, воздействуя на

стекающую жидкость, вызывает подвисяние ее в насадке. Возникает турбулентный режим.

**Турбулентный режим.** Взаимодействие происходит на поверхности турбулизованной жидкости. Эффективность массопередачи значительно возрастает. В паровом потоке образуются многочисленные вихри. Однако стекание жидкости сохраняет струйно-пленочный характер, а сплошной фазой остается паровая (газовая). Точка (*c*) является точкой инверсии, возникает режим эмульгирования.

**Режим эмульгирования.** При установлении этого режима фазы настолько интенсивно перемешиваются, что уже невозможно сказать, какая из них является сплошной, а какая – дисперсной. Фазы пронизаны большим количеством вихрей, что обеспечивает превосходный межфазный контакт и высокую массопередачу. Точка (*d*) – точка захлебывания. Жидкость перестает перемещаться вниз и вместе с паром увлекается вверх колонны. Колонна перестает нормально работать [2,11].

### **Экстракционные аппараты для систем жидкость-жидкость**

Жидкостную экстракцию, т.е. процесс разделения жидких компонентов с помощью жидкого растворителя (экстрагента), широко применяют в процессах переработки нефти, для разделения ароматических углеводородов и редкоземельных элементов и др. Процесс экстракции осуществляется в аппаратах, называемых **экстракторами**.

Экстракторы подразделяются на **гравитационные**, в которых взаимное движение фаз осуществляется за счет сил гравитации и **центробежные**, где взаимодействие и сепарация фаз обусловлены полем центробежных сил [2,12].

### **Колонные (гравитационные) экстракторы**

Колонные экстракторы для системы жидкость–жидкость разделяют на аппараты без подвода энергии и с подводом энергии. К первым

относятся: распылительные, насадочные, ситчатые экстракторы; ко вторым – смешительно-отстойные, роторные, пульсационные, вибрационные и др.

**Распылительные** экстракционные аппараты представляют собой полые колонны, в которых одна из фаз движется сплошным потоком, а другая – в виде капель. Эти аппараты просты по конструкции, но малоэффективны.

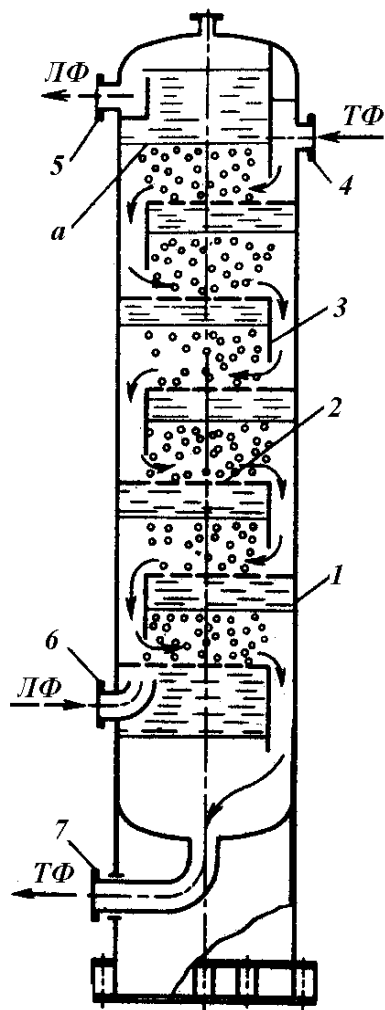


Рис. 39 - Ситчатая  
экстракционная колонна

В процессе образования капель и их движения осуществляется процесс массообмена.

**Насадочные** колонны по конструкции аналогичны насадочным колоннам для процессов ректификации и абсорбции. В качестве насадки в них используют преимущественно кольца Рашига.

**Ситчатая** экстракционная колонна (рис. 39) имеет вертикальный цилиндрический корпус 1 и перфорированные (ситчатые) тарелки 2, снабженные переливными устройствами 3. Колонна работает следующим образом. Тяжелая фаза ТФ через штуцер 4 подается непрерывно в колонну, сплошным потоком опускается по колонне и удаляется через штуцер 7. Легкая фаза ЛФ непрерывно поступает через штуцер 6 в колонну под нижнюю тарелку 2. Пройдя через отверстия тарелки, эта фаза диспергируется и в виде капель поднимается на следующую тарелку. В верхней части дисперсная фаза коалесцирует в сплошной слой, образуя уровень раздела фаз *а* и удаляется через

Из аппаратов, работающих с подводом энергии, выделим, прежде всего, роторные экстракторы. Одной из первых конструкций роторных экстракторов является колонна Шайбеля (рис. 40), состоящая из чередующихся смесительных 1 и отстойных 2 секций. Для перемешивания в смесительных секциях размещены закрепленные на валу мешалки 3. Отстойные секции заполнены насадкой (плетеной сеткой с крупными ячейками).

**Роторно-дисковый** экстрактор (рис. 41) представляет собой колонну, по оси которой установлен ротор в виде вертикального вала 1 с круглыми горизонтальными дисками 2. Диски вращаются в полости секции, образованной закрепленными на корпусе статорными кольцами 3. Ротор приводится во вращение от электропривода 4. ЛФ вводится в аппарат снизу, а тяжелая фракция – сверху.

Под действием вращающихся дисков фазы в секциях совершают сложное циркуляционное движение, при котором совмещены радиальное и осевое движение жидкости. Дисперсная и сплошная фазы движутся противотоком. Капли дробятся дисками, отбрасываются на периферию колонны, сталкиваются со стенками колонны и между собой одновременно с дроблением капель происходит и их коалесценция.

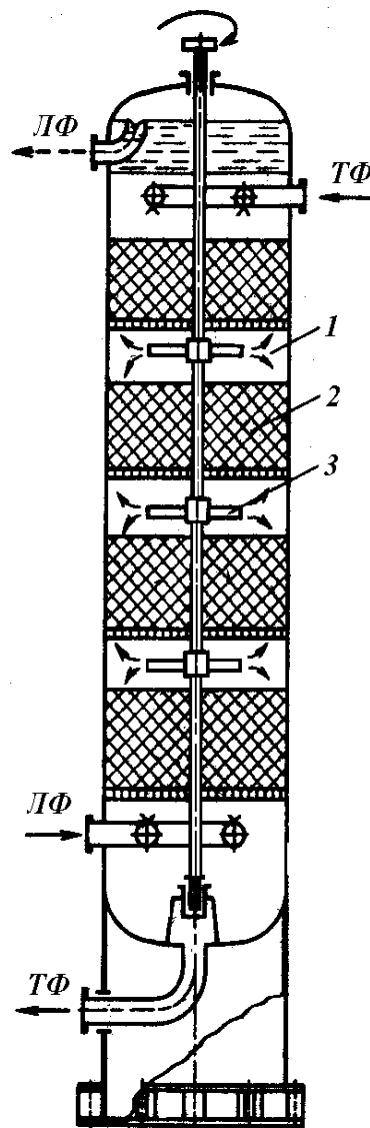


Рис. 40 - Экстракционная колонна Шайбеля

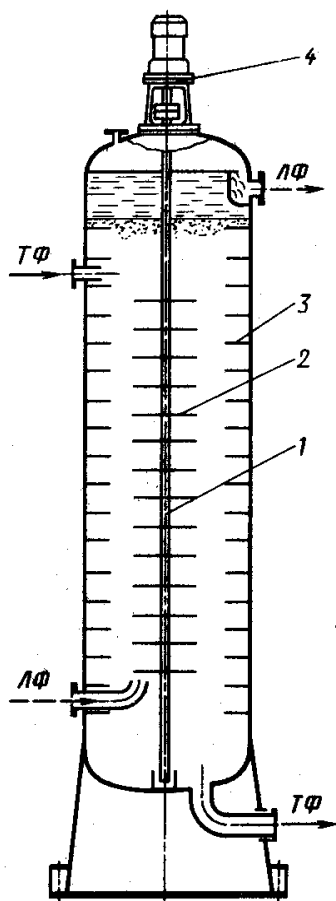


Рис. 41 - Роторно-  
дисковый экстрактор

**В пульсационных экстракторах** интенсификацию массообмена между контактирующими фазами обеспечивают сообщением им колебательного движения определенной амплитуды и частоты. Независимо от типа насадки экстракционную колонну в этом случае снабжают генератором пульсаций (пневматическим, механическим и др.). Так, в установке с пневматической пульсацией (рис. 42) воздух или инертный газ от компрессора 2 через ресивер 5 и распределительный механизм 3 поступает в пульсационную камеру 1 экстрактора 4. При прямом импульсе уровень жидкости в пульсационной камере снижается, вследствие чего жидкость в колонне поднимается. При обратном импульсе камера соединяется с атмосферой, и жидкость в колонне

опускается. В аппаратах этого типа не требуется устанавливать переливные устройства на тарелках, т.к. при подъеме столба жидкости в колонне через отверстия тарелки проходит легкая фаза ЛФ, а при опускании - ТФ. В пульсационных экстракторах используют обычно ситчатые тарелки.

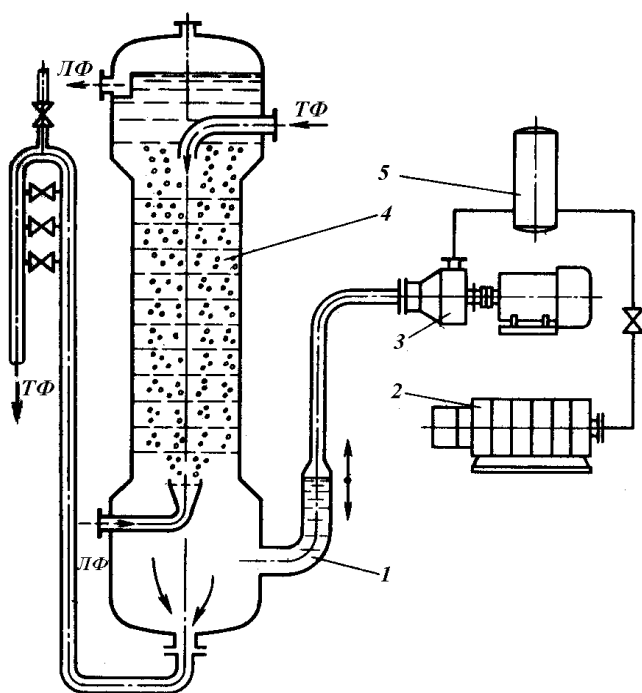


Рис. 42 - Экстракционная система с пневматической системой

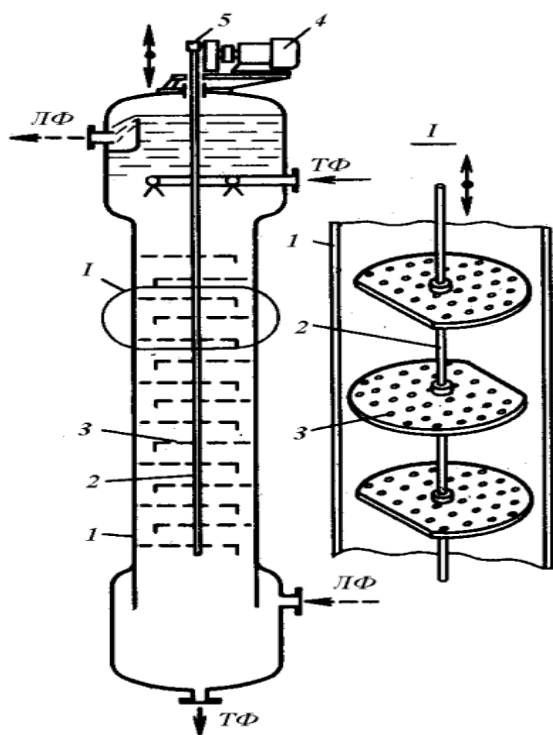


Рис. 43 - Вибрационный экстрактор

**В** **вибрационных** экстракторах эффективный массообмен обеспечивается возвратно-поступательным движением пакета перфорированных тарелок, через которые жидкость проталкивается в виде распадающихся на капли струй. В отличие от пульсаций столба жидкости, вибрация тарелок происходит с меньшей амплитудой и большой частотой.

На рис. 43 показан вибрационный экстрактор. ТФ и ЛФ движутся противотоком. В верхней части колонны 1 размещен электропривод 4 с эксцентриком 5. При вращении вала эксцентрик передает возвратно-поступательное движение штоку 2, с которым жестко соединены перфорированные тарелки 3 [2,12].

## Центробежные экстракторы

Являются перспективным оборудованием для проведения процессов жидкостной экстракции. Поскольку ускорение генерируемого в них центробежного поля превышает ускорение свободного падения в  $10^3$ – $10^4$  раз, в этих экстракторах достигается большая скорость взаимодействия жидкостей, высокая эффективность массообмена и четкая сепарация выходных потоков.

В связи с этим такие аппараты компактны, в них невелики объемы жидкостей, минимальна пожаро- и взрывоопасность, невелико время контактирования. Они используются при обработке нестойких, легко эмульгируемых жидкостей, а также для смесей компонентов с мало отличающимися плотностями.

Центробежные экстракторы можно разделить на две основные группы:

- **камерные или дискретно-ступенчатые**, состоящие из отдельных ступеней (камер), в каждой из которых происходят последовательно смешение и разделение противоточно движущихся фаз;
- **дифференциально-контактные**, в которых процесс протекает при непрерывном контактировании противоточно движущихся фаз.

Примером безнапорного экстрактора дифференциально-контактного типа может служить центробежный экстрактор (рис. 44), разработанный для селективной очистки смазочных масел. Аппарат состоит из цилиндрического ротора 2, заключенного в кожух 1 и опирающегося на подшипники 4. Вал 3 ротора приводится от электродвигателя через клиноременную передачу 5. На обоих концах вала расположены устройства 6 подвода жидкости. Внутри ротора с переменным шагом размещены контактные цилиндры 11. Ротор закрыт кожухом 12.

Тяжелая ТФ и легкая ЛФ фазы жидкости самотеком через устройства 6 поступают в полый вал, откуда под действием центробежных сил перемещаются: ЛФ – по радиальным каналам в диске 9 к периферии ротора,



[illegible]

# Устройства для распределения жидкости и пара в насадочных колоннах

Орошение насадочных колонн должно быть не только равномерным, но и достаточным. Поэтому существует понятие минимальной плотности орошения  $q'_{\min}$ . Для большей части насадок  $q'_{\min} = 10-12 \text{ м}^3/\text{м}^2 \cdot \text{ч}$ . Орошение аппарата также не должно быть избыточным, это вызывает «затопление»

насадки и увеличение ее гидравлического сопротивления. Максимальная плотность орошения  $q'_{\max} = (4-6) q'_{\min}$

В качестве оросителей в насадочных колоннах используются распределительные тарелки, желоба, коллекторы, отражатели, центробежные распылители, форсунки.

Желобчатые оросители достаточно широко распространены в промышленности (рис. 45). Их устанавливают на расстоянии 1,2–1,4 м от слоя насадки и используют в колоннах с нерегулярной насадкой. Ороситель представляет собой набор горизонтально расположенных желобов с вырезами в боковой стенке. Один из желобов (основной) расположен над другими. Жидкость, вытекающая из вырезов основного желоба, стекает в расположенные под ним вспомогательные желоба и распределяется по насадке. Желобчатые оросители конструктивно просты, но для их надежной работы должна быть обеспечена высокая точность изготовления и расположения.

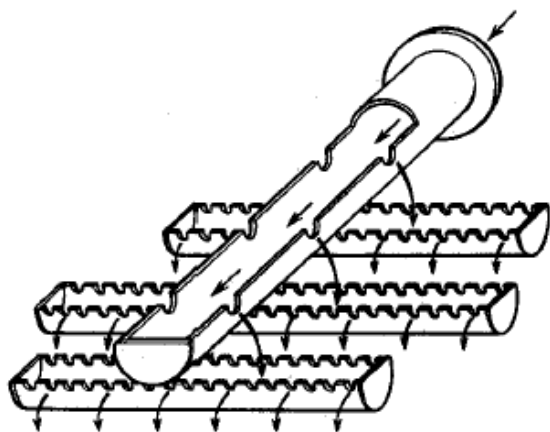


Рис. 45 – Желобчатый ороситель

Установлено, что при стекании жидкости по насадке характер распределения жидкости меняется по высоте аппарата. Даже при равномерном орошении верхних слоев, в орошении нижних слоев возможна значительная неравномерность.

Орошающая жидкость растекается к стенкам аппарата, и, при достаточно большой высоте насадочного слоя, внутри него образуется так называемый «сухой конус», в который устремляется паровой поток.

Как показывает опыт, степень растекания жидкости по насадке зависит:

- а) от длины пути жидкости в насадке (H);

б) от диаметра колонны ( $D$ );

в) от диаметра насадочных тел ( $d$ ).

Степень растекания жидкости по насадке можно оценить по критической высоте  $H_{кр}$  насадочного слоя. Под  $H_{кр}$  подразумевают высоту насадочного слоя, при котором появляются признаки минимально допустимой поперечной неравномерности.

Для насадок разного типа получены следующие соотношения между диаметром аппарата и критической высотой:

для колец Рашига  $H_{кр} = (2,5-3)D$  при  $d < 0,033D$ ;

для колец Палля  $H_{кр} = (5-10)D$  при  $d \leq (0,1-0,066)D$ ;

для седел Берля  $H_{кр} = (5-8)D$  при  $d > 0,066D$ .

Для регулярной насадки  $H_{кр}$  больше, чем для нерегулярной, и обычно принимают  $H_{кр} = (8-10)D$ .

Перераспределение пара между секциями насадки не требует установки каких-либо устройств. Равномерное распределение пара легко достигается в колосниковых решетках под насадкой при условии, что свободное сечение решетки больше аналогичного параметра насадки. На рис. 46 показана типовая колосниковая решетка под кольца Рашига для колонн  $\varnothing = 400-4000$  мм. Решетка собрана из колосников (толщина 4-10 мм, высота 50 мм), изготовленных из полосовой углеродистой или легированной стали. Расстояние между колосниками решетки на 25-30 % меньше размеров насадочных тел для исключения попадания их под решетку.

Между колосниками 5 решеток исполнения II установлены дистанционные втулки 3, и весь пакет стянут шпильками 2. Решетки укладывают на опорное кольцо 4, которое поддерживается приваренными к корпусу аппарата косынками 1 или приваренными опорными балками. Под колосниковой решеткой между слоями насадки устанавливают перераспределительные тарелки для сбора жидкости со стенок аппарата и для направления ее на орошение нижерасположенного слоя насадки.

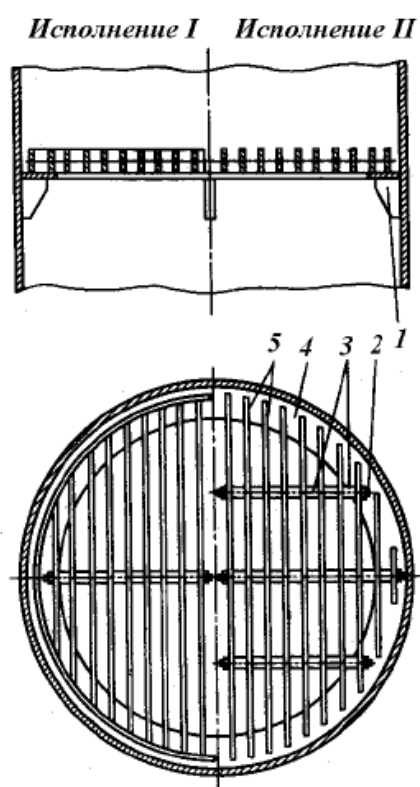


Рис. 46 – Колосниковая  
решетка

определяется свойствами осадка [2,7].

Следует отметить, что равномерность распределения жидкости в любой насадке значительно зависит от смачиваемости материала, из которого эта насадка изготовлена. Поэтому в ряде случаев рекомендуют увеличивать смачиваемость материала нанесением гидрофильных покрытий травлением или специальной механической обработкой листовых материалов. Однако эти методы эффективны только при условии, что в процессе эксплуатации насадка не покрывается слоем осадка, выделяющегося из рабочих сред. В противном случае смачиваемость насадки

### Отбойные устройства

Для исключения уноса жидкости из аппарата в верхней части колонны, над оросителем устанавливают сепарационные устройства: инерционные, центробежные или комбинированные отбойные устройства.

Процесс улавливания капельной влаги слоем насадки происходит за счет укрупнения мельчайших капель, оседающих на поверхности насадки при ударах и поворотах газожидкостного потока и последующего стекания в виде крупных капель, струй, пленок.

Работа отбойников разделяется на две стадии: при прохождении потока паров через отбойник капли жидкости выделяются из потока вследствие соприкосновения с поверхностью элементов, а затем отводятся с этой поверхности. В ряде конструкций предусмотрены специальные приспособления для отвода жидкости. Отбойные устройства работают

эффективно лишь при скоростях паров, не вызывающих режима «захлебывания».

Конструкция отбойника характеризуется двумя основными показателями – долей свободного сечения и удельной поверхностью. Увеличение доли свободного сечения отбойника повышает его производительность, увеличение поверхности улучшает сепарацию капель.

На рис. 47 показаны некоторые конструкции отбойников, имеющие небольшую долю свободного сечения и которые могут работать только при небольшой скорости. Для высокопроизводительных установок применять такие отбойники нецелесообразно.

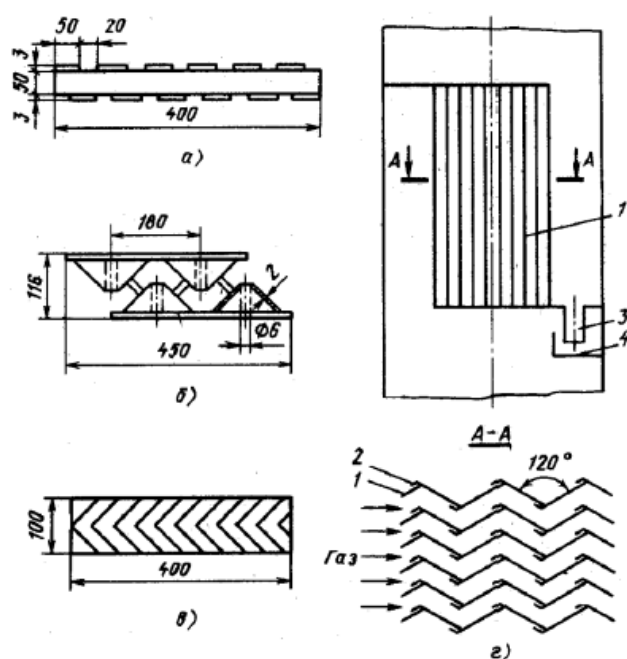


Рис. 47 – Инерционные отбойники: а – из пластин, б, в – из уголков, г - жалюзи

конструкция отбойника с вертикальным расположением элементов. Элементы 1 из листов, согнутых под углом 120°, имеют специальные карманы 2, по которым жидкость стекает вниз. Сливная труба 3 погружена в жидкость гидрозатвора 4. Такие отбойники эффективны и их применяют на газобензиновых заводах [2,8].

Высокой эффективностью отличаются отбойники, выполненные из металлической сетки в многослойном пакете. Они имеют долю свободного сечения до 97 %. Сетку изготавливают из проволоки диаметром около 0,25 мм, из стали – 12Х18Н10Т, а затем гофрируют. Высота гофр составляет около 10 мм. Таким образом, пакет из 10–15 слоев сетки имеет высоту 100–150 мм. На рис. 47 показана

## АППАРАТЫ ДЛЯ СУШКИ МАТЕРИАЛОВ

Одним из эффективных способов обезвоживания сырья и материалов является сушка. **Сушка** – это удаление паров влаги, образующихся при подводе теплоты к высушиваемому материалу. Интенсивность сушки зависит от способа подвода теплоты к высушиваемому материалу и отвода испаряющейся влаги, а также от скорости перемещения влаги из глубинных слоев материала к его поверхности, что определяется теплофизическими свойствами высушиваемого материала и формой связи с ним влаги.

Проектирование установок для термической сушки предполагает знание свойств влажного материала. Для оценки перспективности способа сушки влажные материалы делятся на 6 основных групп:

- к первой группе относятся все жидкие материалы – истинные и коллоидные растворы, эмульсии и суспензии;
- ко второй группе – пастообразные материалы, которые нельзя перекачивать насосом;
- к третьей группе – пылевидные, зернистые и кусковые материалы, обладающие сыпучестью во влажном состоянии;
- к четвертой группе – тонкие гибкие материалы: ткани, пленка, бумага;
- к пятой группе – штучные, массивные по объему материалы и изделия: керамика, стройматериалы, изделия из древесины;
- к шестой группе можно отнести разные изделия, подвергающиеся сушке после грунтования, окраски, склеивания и других работ на поверхности материала.

Существует следующая классификация наиболее распространенных сушильных установок:

**По способу подвода теплоты к материалу:** конвективные, кондуктивные, радиационные, электромагнитные, комбинированные.

**По режиму работы:** непрерывного действия, периодического действия, полунепрерывного действия.

**По конструкции:** камерные, шахтные, туннельные, барабанные, трубчатые, ленточные, взвешенного слоя, распылительные, сублимационные и др.

Из этих сушилок наиболее распространены конвективные сушильные установки, которые могут быть разделены на несколько групп по ряду существенных признаков:

**По сушильному агенту:** воздушные, на дымовых (топочных) газах, на конденсирующихся в процессе сушки газах (азот, гелий, перегретый водяной пар и т.д.).

**По схеме движения сушильного агента:** однократные (с однократным использованием сушильного агента, с рециркуляцией), многократные (с промежуточным подогревом сушильного агента, рециркуляцией его по зонам, рециркуляцией между зонами и т.п.).

**По давлению в сушильной камере:** атмосферные, вакуумные.

**По направлению движения сушильного агента относительно материала:** прямоточные, противоточные, перекрестно-точные, реверсивные.

Доля конвективных сушилок в общем объеме применяемых сушильных аппаратов составляет около 80 %. Наибольшую долю конвективных сушилок в химической промышленности составляют барабанные сушилки (около 40 %). Однако эти аппараты можно применять только для сушки сыпучих материалов.

В настоящее время широко используют аппараты для сушки в режиме псевдоожиженного или «кипящего» и фонтанирующего слоев (25 %) и аппараты для сушки в режиме пневмотранспорта (около 7 %).

Примерно 10 % общего числа конвективных сушилок составляют распылительные сушилки.

Для кондуктивных сушилок наиболее распространены полочные вакуум-сушильные шкафы, барабанные и вальцовые сушилки. Кондуктивные атмосферные сушилки применяют для сушки продуктов, для

которых недопустим контакт материалов с теплоносителем, например, для исключения загрязнений. Кондуктивные вакуумные сушилки используют для сушки термочувствительных материалов, удаления из материала органических растворителей, сушки токсичных и легковоспламеняющихся веществ, когда необходима герметизация процесса.

Вальцовые кондуктивные сушилки используют для сушки пастообразных продуктов с большой начальной влажностью.

Доля специальных сушилок (терморadiационных, высокочастотных, сублимационных) в химической промышленности составляет около 1 % [2,11].

### **Конвективные аппараты**

Конвективные аппараты для сушки материала в слое могут быть **непрерывного** (туннельные, ленточные, петлевые, шахтные) и **периодического** (камерные, полочные) действия.

Из аппаратов периодического действия наиболее просты **полочные** калориферные сушилки, предназначенные для сушки материалов в малотоннажных производствах, когда необходимо с большой точностью регулировать режим сушки. Полочная сушилка представляет собой прямоугольную камеру, внутри которой установлена этажерка с полками. На этажерке размещены противни с материалом. Сушильный агент подвергается многократной циркуляции с промежуточным подогревом. Воздух поступает в камеру и проходит в горизонтальном направлении между полками и удаляется через верхний патрубок. Температуру сушки регулируют изменением количества подаваемого пара в калорифер и количеством возвращаемого в камеру теплоносителя.

В **туннельных сушилках** высушиваемый материал перемещается в сушильных камерах (туннеле) вагонетками, тележками, люльками, захватами подвесных конвейеров. Длина туннеля может достигать 25–60 м, высота 2–2,5 м. Параллельно оси туннеля или перпендикулярно оси



циркулирует сушильный агент (нагретый воздух, топочные газы, перегретый пар).

**Ленточные сушилки** предназначены для сушки штучных изделий полуфабрикатов и сыпучих материалов. В качестве сушильного агента обычно используют нагретый воздух или топочные газы. Ленточные сушилки (аппараты непрерывного действия) изготовляют в виде одного или нескольких расположенных один над другим ленточных конвейеров, размещенных внутри прямоугольной сушильной камеры. В качестве несущего полотна конвейера обычно используют металлическую плетеную сетку или перфорированные пластины; лента может быть и сплошной (холст, бельтинг).

Высушиваемый материал, насыпанный на полотно конвейера, продувается сушильным агентом. В сушилках со сплошной лентой теплоноситель движется над слоем высушиваемого материала в направлении, противоположном движению ленты.

В пятисекционной одноярусной сушилке (рис. 48) материал транспортируется ленточным конвейером 1. Воздух, нагреваемый в паровом калорифере 4,

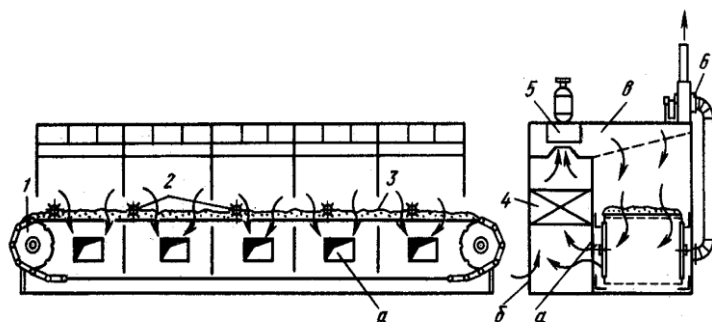


Рис. 48 - Одноярусная ленточная сушилка

центробежным вентилятором 5 подается в распределительный канал 6, проходит через слой материала 3 сверху вниз и через окна а возвращается на рециркуляцию. Для выравнивания влажности

материала по высоте слоя установлены ворошители 2 (валки с пальцами). Свежий воздух в необходимом количестве подсасывается через окна б.

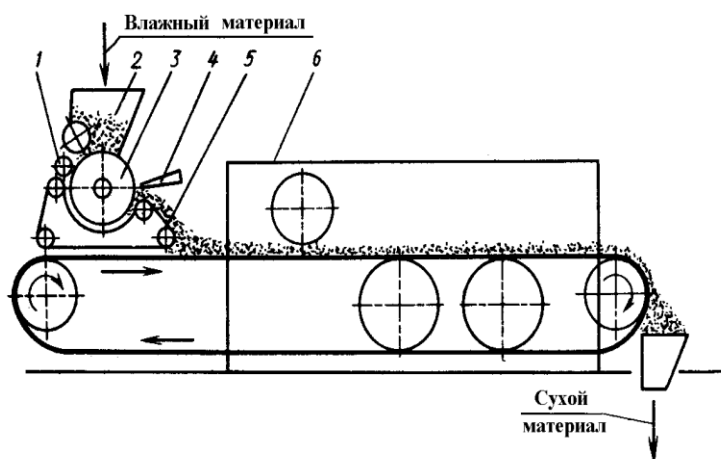


Рис. 49 - Схема вальцеленточной сушилки

**Вальцеленточные**  
сушилки (рис. 49)  
применяют для сушки  
пастообразных  
материалов. Сушилка  
состоит из ленточного  
конвейера и  
формовочно-сушильного  
вальца. На поверхности

вальца,  
предназначенного для предварительного формования и подсушки материала, нанесены кольцевые канавки трапецеидального профиля. Паста, поступающая из бункера 2, пресс-валком 1 впрессовывается в канавки сушильного вальца 3. Валец и пресс-валок обогреваются паром. За один оборот вальца паста подсушивается, снимается специальными ножами 4, поступает на конвейер 5, а затем на конвейер ленточной сушилки 6.

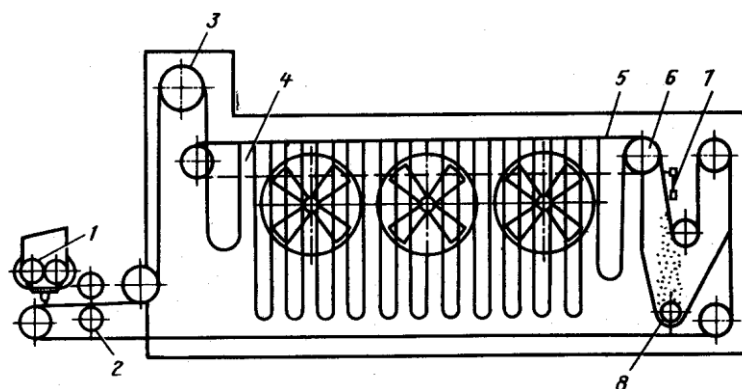


Рис. 50 - Схема петлевой сушилки

**Петлевые сушилки**  
применяют при сушке  
тонких гибких  
материалов (пленки,  
бумаги, тканей и др.).  
В этом случае  
сушильный аппарат  
(рис. 50) представляет  
собой камеру

прямоугольного сечения, в которой в виде петель перемещается высушиваемый материал, провисающий на поперечных планках, закрепленных на цепном конвейере. Внутри сушильной камеры проходит бесконечная стальная лента 4 из металлической сетки с глубиной ячеек 10–15 мм. Паста из бункера-питателя 1 подается на обогреваемые паром

валяцы 2, вдавливающие материал в ячейки ленты. Пройдя направляющий барабан 3, лента с впрессованным материалом поступает в сушильную камеру и образует петли благодаря специальным поперечным планкам, которые опираются на цепной конвейер 5. Далее, направляющим роликом 6, лента отводится к ударному устройству 7 и сухой продукт из ячеек сетки стряхивается в бункер, откуда шнеком 8 выводится из сушилки. Сушильный агент движется перпендикулярно ленте. Материал сушится достаточно интенсивно, поскольку сушка происходит в слое небольшой толщины при двустороннем омывании ленты теплоносителем.

Общие недостатки ленточных, вальцеленточных и петлевых сушилок – громоздкость, сложность обслуживания и перебои в работе из-за перекоса ленты [2,12].

### **Конвективные барабанные сушилки**

Широко используют в химической промышленности для сушки сыпучих материалов топочными газами или подогретым воздухом в условиях прямоточного или противоточного движения теплоносителя и высушиваемого материала. Эти аппараты отличаются большой экономичностью благодаря возможности использования высокотемпературных теплоносителей. Они имеют значительную производительность, надежны в работе (работают по 6000–8000 ч без капитального ремонта).

Барабанная конвективная сушилка (рис. 51) представляет собой установленный под углом (около  $40^\circ$ ) к горизонтали вращающийся барабан 8, на который надеты два бандаж 10 и зубчатый венец 9 привода. Аппарат опирается бандажами на свободно вращающиеся ролики, закрепленные на опорной раме 3 и опорно-упорной станции 5. Два упорных ролика ограничивают осевое смещение корпуса барабана. Барабан вращается от моторно-редукторной группы 4 через зубчатый венец 9. Частота вращения барабана 2–12 об/мин. На концах барабана установлены: загрузочная

камера 2 для ввода влажного продукта и теплоносителя и разгрузочная камера 6 для вывода продукта и отработанного теплоносителя из аппарата.

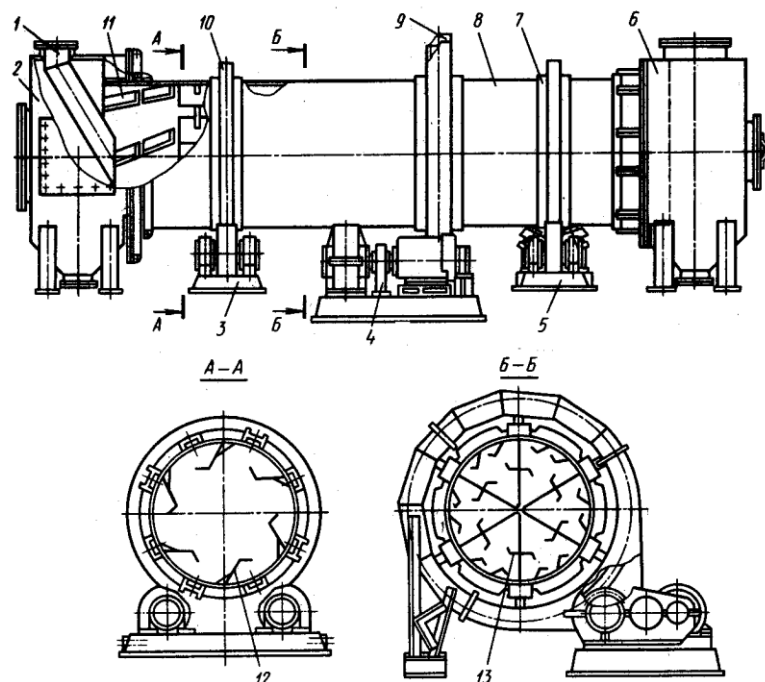


Рис. 51 - Барабанная сушилка

Барабанные сушилки

обозначают

следующим образом:

С – сушилка; Б –

барабанная; Г –

гранулированная; Т –

трубчатая; первая

цифра – диаметр

барабана, мм; вторая

цифра – длина

барабана, мм;

например, СБ 1200–

8000. ОСТ 2601-437-

85 устанавливает основные размеры и параметры барабанных сушилок.

Барабан сваривают из обечайек, вальцованных из листовой стали толщиной 5–20 мм, диаметром 1000–5000 мм, длиной 4000–35000 мм.

Барабан сушилки представляет собой стальную цилиндрическую обечайку, которая при работе имеет тенденцию несколько сплющиваться, особенно в сечениях под опорами. Во избежание этого, барабан снабжают одной или несколькими кольцевыми накладками 7, приваренными к корпусу. Толщина накладок в 1,5–2 раза превышает толщину барабана. Таким образом, образуется подбандажная обечайка – мощное жесткое кольцо. Иногда подбандажную обечайку изготовляют как единое толстое кольцо, свариваемое с пролетной обечайкой барабана кольцевым швом.

В барабане установлены насадки, обеспечивающие равномерное распределение материала по сечению барабана (рис. 52). Со стороны поступления материала расположена приемно-винтовая насадка 11, далее – основная насадка. Насадку изготовляют штамповкой в виде секций длиной

1000 мм, привариваемых к внутренней поверхности барабана. В качестве основной насадки при  $\approx 1000-1600$  мм, применяют лопастную (а) для сушки налипающих и сыпучих материалов с размерами кусков более 8 мм; крестообразную и полочную (б, в) для сушки мелкокусковых и сыпучих материалов; секторную (г) для сушки материалов с малой сыпучестью при размере кусков не более 8 мм; ячейковую (д) для сушки тонкоизмельченных пылящих материалов [2,9].

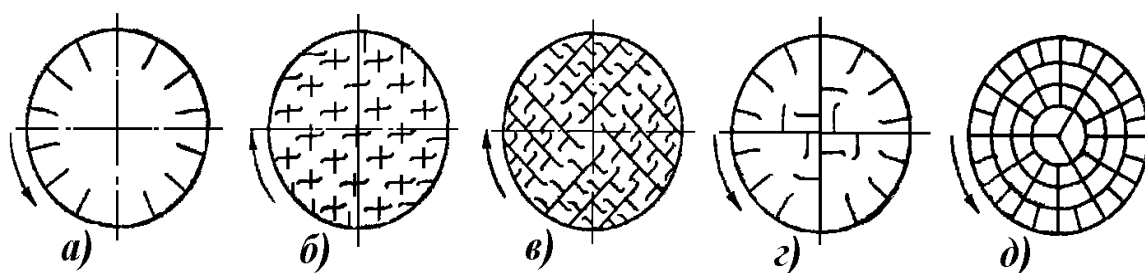


Рис. 52 - Насадки для барабанных сушилок

#### Аппараты для сушки материала в псевдооживленном (кипящем) слое

Проведение процесса сушки в кипящем слое позволяет значительно интенсифицировать удаление влаги из материала, поскольку при этом увеличивается поверхность контакта между частицами материала и сушильным агентом, выравниваются температура и влажность материала в объеме слоя. Вследствие этого аппараты псевдооживленного слоя вытесняют барабанные сушилки, например, при сушке известняка, каменного угля и пр. В установках с кипящим слоем можно одновременно проводить несколько процессов (сушку и обжиг, сушку и грануляцию и др.). К недостаткам таких сушилок можно отнести повышенный удельный расход энергии, пылеобразование материала и связанную с этим опасность возникновения его взрывоопасных концентраций в воздухе. Сушилки с кипящим слоем могут быть одно- и многосекционными. Односекционные аппараты наиболее просты в конструктивном и эксплуатационном отношении. Их используют главным образом для удаления несвязанной

влаги из сыпучих материалов. Многосекционные аппараты применяют для удаления связанной влаги из материалов, для которых требуется высокая равномерность сушки. Простейшая однокамерная сушилка представляет собой вертикальный аппарат круглого или прямоугольного сечения, снабженный в нижней части распределительной решеткой, через которую поступает теплоноситель.

Как известно, при отсутствии теплоносителя или при очень малой его скорости зернистый материал лежит на решетке неподвижным плотным слоем. С увеличением скорости подачи теплоносителя наблюдается узкая область скоростей, в пределах которой слой сначала разбухает, но остается неподвижным, а затем при достижении теплоносителем некоторой критической скорости, называемой скоростью псевдооживления, слой приходит в состояние кипения, или псевдооживления. С дальнейшим увеличением скорости теплоносителя псевдооживление переходит в пневмотранспорт, начало которого характеризуется скоростью газового потока, называемой «скоростью уноса».

На рис. 53 показана установка для сушки сульфата аммония горячим воздухом в псевдооживленном слое. Влажный материал секторным питателем 4 загружается в сушильную камеру 3, куда из калорифера 2 вентилятором 1 нагнетается воздух, нагретый до температуры 120 °С. Высушенный продукт через выгрузочное устройство 7 поступает на конвейер 8. Отработанный воздух проходит через циклон 6 и выбрасывается в атмосферу вентилятором 5.

Сушильная камера этой установки (рис. 54) представляет собой прямоугольный короб 2. Через люк 1 в нижнюю часть короба установлено газораспределительное устройство. Нагретый воздух поступает через горловину 6 и отводится через патрубок 3, огибая отбойник 4 (первичный сепаратор), который направляет поток газа для подсушки загружаемого продукта. Переливной порог 5 обеспечивает заданный уровень кипящего слоя.

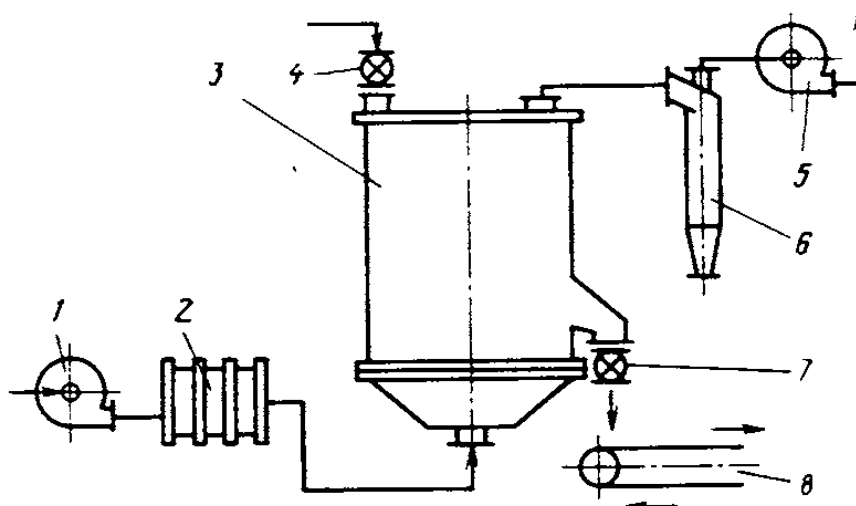


Рис. 53 - Схема однокамерной установки для сушки сульфата аммония в псевдоожиженном слое

Сушильные установки «кипящего» слоя состоят из сушильной камеры, газораспределительного устройства, тягодутьевого оборудования, питателя и разгрузочного устройства.

Сушильная камера представляет собой стальной сварной аппарат различной формы (прямоугольной, цилиндрической и др.). При работе с теплоносителем выше  $500\text{ }^{\circ}\text{C}$  корпус камеры футеруется огнеупорным кирпичом. Нижняя часть сушилки представляет собой газовую камеру. Верхняя часть состоит из зоны «кипящего» слоя и сепарационного пространства. Высота «кипящего» слоя не превышает 300–500 мм. Высоту сепарационного пространства рекомендуется принимать в 3,5–4,5 раза больше высоты «кипящего» слоя для уменьшения уноса частиц.

Газораспределительное устройство выполняет две функции – играет роль опоры для материалов и служит для равномерного распределения газа по сечению аппарата. Различают два типа решеток – провальные и беспровальные. Провальные решетки представляют собой перфорированные листы, на которых материал удерживается в процессе работы под действием скоростного напора сушильного агента. Толщину листа обычно принимают равной 10–20 мм. Беспровальные решетки

представляют собой перфорированные листы, над отверстиями которых шпильками укреплены колпачки с отверстиями для выхода сушильного агента. Применяют также решетки вращающиеся, вибрирующие и снабженные лопастными устройствами.

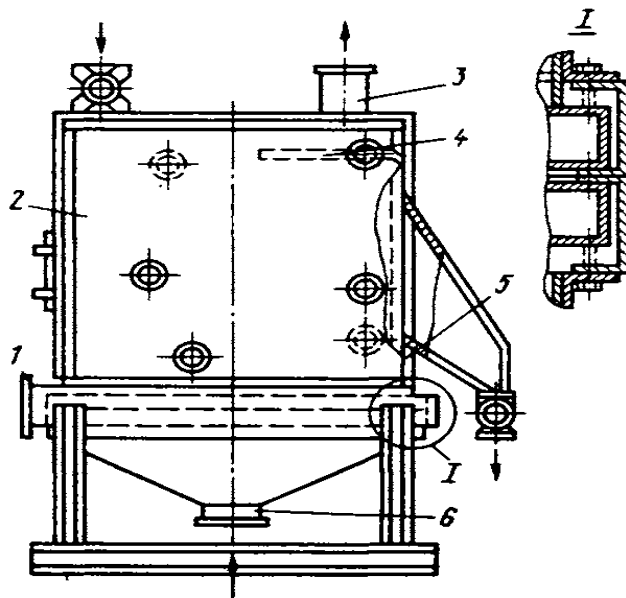


Рис. 54 - Сушилка с псевдоожиженным слоем

Для сушилок «кипящего» слоя в качестве сушильного агента часто применяют дымовые газы, поэтому сушилки конструируются вместе с топкой, которые чаще всего работают под давлением. Топка состоит из камеры горения и камеры смешения, где смешивается воздух с топочными газами, а также автоматически поддерживается необходимая температура смеси газов. Если сушка производится горячим воздухом, то вместо камеры горения устанавливается калорифер [2,7].

### Распылительные сушилки

Распылительные сушилки предназначены для сушки растворов и суспензий с получением готового продукта в виде порошков и гранул. Аппараты обеспечивают интенсивное удаление влаги из материала при кратковременном, обычно проточном, контакте с сушильным агентом. В этих аппаратах благодаря тонкому распылению материала достигается настолько значительная поверхность испарения, что процесс сушки



завершается чрезвычайно быстро (за 15–20 с). Из-за кратковременности процесса и мягких условий сушки (температура на поверхности материала сравнительно невысокая) свойства материала не изменяются.

По конструкции сушилки представляют собой цилиндроконические или цилиндрические вертикальные камеры, в верхней части которых установлены распылительные устройства в виде центробежно-распылительного механизма или форсунок (пневматических или механических). Нижняя часть камеры имеет коническое или плоское днище. При выгрузке продукта самотеком применяют днище с углом при вершине  $60^\circ$ , при выгрузке специальными лопастями – днища с углом при вершине около  $140^\circ$ .

Теплоноситель (горячие дымовые газы или воздух) подводится в камеру специальным устройством, распределяющим его по всему сечению камеры. Высушиваемый раствор или расплав распылительным устройством разбрызгивается сверху на мелкие капли по всему сечению камеры.

В зависимости от технологических требований сушку проводят при прямоточном, противоточном и перекрестном потоках материала и сушильного агента.

По способу распыления исходного материала различают сушилки с центробежным (типа СРЦ) и форсуночным (типа СРФ) распылителем.

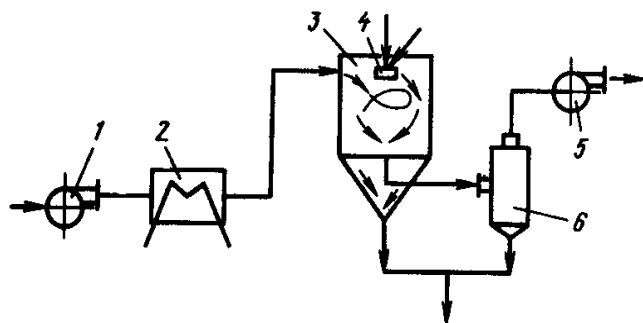


Рис. 55 - Схема установки с распылительной сушилкой

Схема установки с распылительной сушилкой приведена на рис. 55. Воздух вентилятором 1 через калорифер 2 подается в распылительную сушилку 3, в верхней части которой установлено распылительное устройство 4.

Сушильный агент из аппарата, пройдя пылеочистное устройство 6 (циклон, рукавный фильтр), вентилятором 5 выбрасывается в атмосферу. Распылительная сушилка состоит из камеры, центробежного распылительного устройства, ввода теплоносителя, распределительного конуса и выводов готового продукта и теплоносителя. Детали, соприкасающиеся с продуктом, обычно изготавливают из коррозионно-стойких сталей, остальные – из углеродистых. Частота вращения распылительного диска 8000–18000 об/мин.

Производительность сушилки по исходному продукту 50–18000 кг/ч. Исходя из технико-экономических показателей распылительных сушилок, сформулированы основные требования, предъявляемые к распылительным устройствам:

- а) создание нужной формы факела (угол раскрытия, распределение массы в пространстве);
- б) обеспечение требуемого качества распыления (по размеру капель, однородности);
- в) надежность работы распылителя;
- г) минимальные энергозатраты;
- д) обеспечение максимально возможной производительности единичного распылителя;
- е) конструктивная простота и низкая стоимость распылителя;
- ж) простота обслуживания распылителя;
- з) возможность плавной регулировки производительности без существенного изменения дисперсности.

Центробежные распылительные сушилки имеют специальные центробежные распылительные механизмы, состоящие из электродвигателя, повышающего редуктора и вертикального вала с установленным на нем диском [2,8].

## Выбор сушильного агента

Выбор типа сушильного агента зависит от свойств высушиваемого материала, формы связи с ним влаги, начальной влажности и объема производства.

Влажные материалы характеризуются рядом показателей:

- а) термической стойкостью;
- б) способностью образования зарядов статического электричества;
- в) агрегатным состоянием (сыпучий, жидкий, пастообразный);
- г) способностью к взаимодействию отдельных частиц материала между собой (адгезия) или твердой стенкой (когезия);
- д) теплоемкостью;
- е) гранулометрическим состоянием и пр.

Скорость процесса сушки лимитируется либо внешней диффузией, т.е. условиями подвода теплоты и отвода паров влаги с поверхности материала, либо внутренней диффузией, т.е. условиями вывода влаги из глубинных слоев материала к его поверхности.

Если высушиваемый материал – это пористое тело с капиллярами радиусом  $r > 0,1$  нм, то перенос влаги в нем подчиняется законам молекулярной диффузии. При меньших размерах капилляров ( $r < 0,1$  нм) закономерности переноса определяются режимом течения, при котором преимущественным является соударение молекул со стенками капилляров, а не между собой, как при обычной диффузии. Молекулы жидкости, ударяясь о стенки пор, как бы поглощаются ими и затем вновь испаряются. При очень малых капиллярах (порах), соизмеримых по размерам с молекулами влаги, механизм диффузии меняется. В этом случае большую роль начинают играть силы отталкивания, затрудняющие прохождение молекул в порах.

В зависимости от механизма переноса в порах высушиваемые материалы можно разделить на 4 группы в порядке уменьшения критического диаметра пор:

– непористые и широкопористые сыпучие материалы с порами более 0,01 мкм;

– материалы с порами от 0,01 мкм до 6 нм;

– тонкопористые и микропористые материалы с порами от 6 до 2 нм;

– ультрамикропористые материалы менее 2 нм.

Разумеется, реальный подлежащий сушке материал может содержать поры всех четырех групп.

На основании данных о характеристиках материала, времени сушки и требуемой производительности аппарата можно предварительно выбрать типовую сушилку. Оптимальный вариант соответствует типу аппарата, для которого сумма баллов максимальна. Оценка для выбора сушилки может быть 0, 3 и 5 баллов. Если для заданных условий эксплуатации аппарату соответствует оценка 0 баллов, то возможность использования аппарата исключена. При оценке 5 баллов применение аппарата рекомендуется, а при оценке 3 балла допустимо, но связано с дополнительными мерами подготовки продукта. В таблице нет таких характеристик материала, как не пожароопасные, не склонные к пылеообразованию, нетоксичные, невзрывоопасные – для таких материалов пригодны сушилки всех типов.

При выборе типа сушилки необходимо обращать внимание на следующие обстоятельства. Малотоннажные (производительность до 259 кг/ч) и среднетоннажные (до 3500 кг/ч) производства целесообразно укомплектовывать типовыми аппаратами, а для крупнотоннажных (свыше 3500 кг/ч) требуются индивидуальные разработки с учетом особенностей производства.

Сушилки периодического действия предпочтительны, когда обрабатывают небольшие количества продуктов при значительном ассортименте, а также при сушке материала, требующего изменения режима в процессе сушки. Жидкие и хорошо текучие материалы (растворы, суспензии) сушат в распылительных сушилках. Получаемый при этом продукт можно досушивать в аппаратах с псевдоожижением. Пасты сушат

на вальцеленточных и петлевых сушилках, а при небольших масштабах производства – в аппаратах псевдооживленного слоя с инертным теплоносителем. Сушка этих материалов вызывает наибольшие трудности: налипание пастообразного материала на рабочие поверхности резко снижает интенсивность процесса и вызывает перегревание материала. В связи с этим используют следующие приемы: формование, смешивание с мелким сухим продуктом (ретуром) для увеличения сыпучести, разбавление жидкостью до жидкотекучего состояния.

Сыпучие материалы, содержащие свободную слабосвязанную влагу, сушат обычно в трубных, вихревых, циклонных сушилках и в аппаратах псевдооживленного слоя. Для удаления связанной воды используют сушиллки барабанные, ленточные, с псевдооживленным и фонтанирующим слоем, а в малотоннажном производстве – полочные. Токсичные и пожароопасные материалы сушат в кондуктивных вакуумных сушилках. Как правило, для конкретного материала пригодны аппараты нескольких типов и окончательно тип сушиллки выбирают на основании технико-экономического сравнения вариантов сушки по приведенным затратам [2].

## РЕАКЦИОННЫЕ АППАРАТЫ

Химическими реакторами или реакционными аппаратами называют устройства для проведения химических реакций с целью получения определенных веществ.

Промышленные химические реакторы отличаются большим конструктивным разнообразием. На конструкцию химического реактора и связанного с ним оборудования для физических процессов решающим образом влияет характер проводимой в нем реакции. Например, если реакция протекает с достаточной скоростью лишь при высоких температуре и давлении, следует выполнить реактор в виде цилиндра с толстыми стенками и включить в технологическую схему машины и аппараты для сжатия и нагревания газовой реакционной смеси. Если реакция протекает на катализаторе, необходимо применение аппаратов для тщательной очистки реакционной смеси от веществ, отравляющих катализатор. Если реакция обратима и, следовательно, протекает не полностью, требуется аппаратура для непрерывного выделения продукта из циркулирующей в системе реакционной смеси и возвращения непрореагировавших веществ в реактор (например, синтез аммиака).

Однако это не означает, что конструкция реактора целиком определяется характером реакции и свойствами реагирующих веществ. Одну и ту же реакцию можно проводить в реакторах различных конструкций. Во многих случаях применение нового более совершенного реактора позволяет провести реакцию быстрее, с большим выходом целевого продукта и меньшим выходом побочных продуктов, например созданием лучшего температурного или гидравлического режима в аппарате, более высокого давления. Это, в свою очередь, отражается на работе и конструктивных особенностях обслуживающего реактор тепло- и массообменного оборудования.

В зависимости от формы реактора, наличия или отсутствия перемешивающих устройств, вязкости и плотности реакционной смеси в

реакторе могут создаваться различные гидравлические условия, от которых существенно зависит течение реакции.

Используют два типа проточных, т.е. непрерывного действия, реакторов с существенно различными гидравлическими условиями: кубовый (реактор смешения) и трубчатый (реактор вытеснения). Кубовый реактор представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд высотой, как правило, 1-2 диаметра, снабженный вращающейся мешалкой, установленной на вертикальном валу, и штуцерами для подвода реагентов и отвода продуктов реакции. Такой аппарат используют для проведения реакций в жидкой среде. При интенсивной работе мешалки условия в нем близки к идеальному (или полному) смешению и характеризуются постоянством концентраций реагирующих веществ и температуры по всему объему реактора.

Трубчатые проточные реакторы, в отличие от кубовых, не имеют перемешивающих устройств, в них перемешивание среды сведено к минимуму. Приближенной теоретической моделью такого аппарата является реактор идеального вытеснения, в котором среда движется с постоянной скоростью подобно поршню. Отсутствие перемешивания и поступательное (поршневое) течение среды определяют одинаковое время пребывания различных частиц или элементарных объемов реакционной смеси в таком аппарате. Концентрации веществ, участвующих в реакции, плавно изменяются по длине аппарата, и это изменение обусловлено только реакцией. В таком аппарате не происходит разбавления поступающих в него исходных веществ продуктами реакции. В связи с этим при одинаковых начальных и конечных концентрациях средние концентрации реагирующих веществ и скорость реакции больше, а время реакции и необходимый объем реактора меньше, чем в условиях идеального смешения.

Кубовые реакторы близки по своим характеристикам к модели идеального смешения. Реальные трубчатые реакторы, наоборот, обладают

существенными отклонениями от теоретической модели. Известно, например, что поршневое течение жидкости в трубе практически невозможно: как при ламинарном, так и при турбулентном течении скорость жидкости в различных точках сечения потока неодинакова. Частицы жидкости в центре трубы движутся значительно быстрее, чем частицы, находящиеся вблизи стенки. Это нарушает условие равенства времени пребывания различных частиц в аппарате и влияет на поле концентраций в нем. Кроме того, модель идеального вытеснения не учитывает молекулярную и конвективную диффузию веществ в направлении потока (продольное перемешивание), уменьшающие средние концентрации реагирующих веществ и среднюю скорость реакции. Вследствие этого время реакции и необходимый объем реактора увеличиваются. Несмотря на эти отклонения, модель идеального вытеснения весьма полезна для расчета и анализа работы реакторов [14].

### **Конструкции аппаратов**

Корпуса аппаратов по условиям протекания в них процессов должны быть достаточно прочными и в подавляющем большинстве случаев герметичными. Главным составным элементом корпуса является обечайка. Форма корпуса, а следовательно, и обечайки определяется химико-технологическими требованиями, предъявляемыми к аппарату, а также конструктивными соображениями и может быть цилиндрической, конической, сферической и т.д.

Наибольшее распространение получили цилиндрические обечайки, отличающиеся простотой изготовления, рациональным расходом материала и хорошей сопротивляемостью давлению среды. Поэтому при конструировании аппаратов, если это не противоречит каким-то особым требованиям, предъявляемым к аппарату, рекомендуется применять цилиндрические обечайки.



В зависимости от назначения цилиндрические аппараты находят применение, как в вертикальном, так и в горизонтальном исполнении, причем предпочтение следует отдавать вертикальному исполнению, особенно для тонкостенных аппаратов, работающих под избыточным давлением. В таком случае исключаются дополнительные изгибающие напряжения в корпусе от силы тяжести аппарата и среды, характерные для горизонтальных аппаратов, лежащих на отдельных опорах.

Обечайки, работающие под наружным давлением или при вакууме в аппарате, подвержены опасности потери устойчивости (вдавливанию стенки внутрь). Эта опасность возрастает при отклонении обечайки от правильной геометрической формы и с увеличением ее длины. Поэтому длину целесообразно выбирать по возможности меньше. Применение цельных обечаек с отношением  $L/d > 5$  не рекомендуется. В таких случаях на обечайке целесообразно предусматривать кольца жесткости, которые могут быть расположены как снаружи, так и внутри обечайки, что определяется конструктивными и технологическими соображениями.

Вещества, содержащиеся и перерабатываемые в аппаратах, бывают в разном агрегатном состоянии (чаще в жидком и газообразном, реже в твердом), различной химической активности по отношению к конструкционным материалам (от инертных до весьма агрессивных), от безвредных до токсичных для обслуживающего персонала и от безопасных до огне- и взрывоопасных в эксплуатации. Различные химико-технологические процессы в аппаратах осуществляются при различных, свойственных каждому процессу, давлениях - от глубокого вакуума до избыточного давления в несколько сот тысяч кПа и самых разнообразных температурах — от  $-250^{\circ}\text{C}$  до  $+950^{\circ}\text{C}$ .

Различают следующие *режимы работы* аппаратов: периодический, полунепрерывный и непрерывный, а в зависимости от установки аппараты делятся на *стационарные и нестационарные*.

Все химические аппараты в зависимости от предъявляемых к ним технологических требований разделяются на *подведомственные и не подведомственные Госгортехнадзору*.

Наиболее распространенным типом оборудования, используемого для проведения различных физических и химических процессов, являются аппараты с перемешивающими устройствами. Перемешивание обеспечивает интенсификацию процесса и часто является необходимым условием его эффективного протекания.

На рис. 56 показан стальной аппарат с мешалкой. Он состоит из корпуса и перемешивающего устройства с приводом. Корпус 1 включает в себя: цилиндрическую обечайку с приварным днищем и отъемной крышкой 2. Аппарат снабжен штуцерами 3, 4 и т.д., которые служат для подачи исходных компонентов, выгрузки готовой продукции, установки контрольно-измерительных приборов и т.д. Для поддержания заданного температурного режима ведения процесса аппарат имеет рубашку 5. Устанавливают аппарат на опоры-стойки или боковые опоры-лапы 6.

Привод состоит из моноблочного мотор-редуктора (или электродвигателя с различными механическими передачами) 7, который устанавливается на стойке 8, закрепленной на опоре привода 9, приваренной к крышке аппарата. Выходной вал редуктора 10 соединен с валом 12 мешалки 13 муфтой 11. Для герметизации аппарата в месте входа вала в крышку установлено уплотнение 14. Опорами вала являются подшипники, расположенные в узле 15.

В аппаратах, работающих под давлением, рекомендуется применять сферические, конические и эллиптические отбортованные днища и крышки. Благодаря отбортовке (цилиндрическому участку) сварной шов при присоединении днища к обечайке выносится за пределы опасной зоны и не нагружаются дополнительно на изгиб.

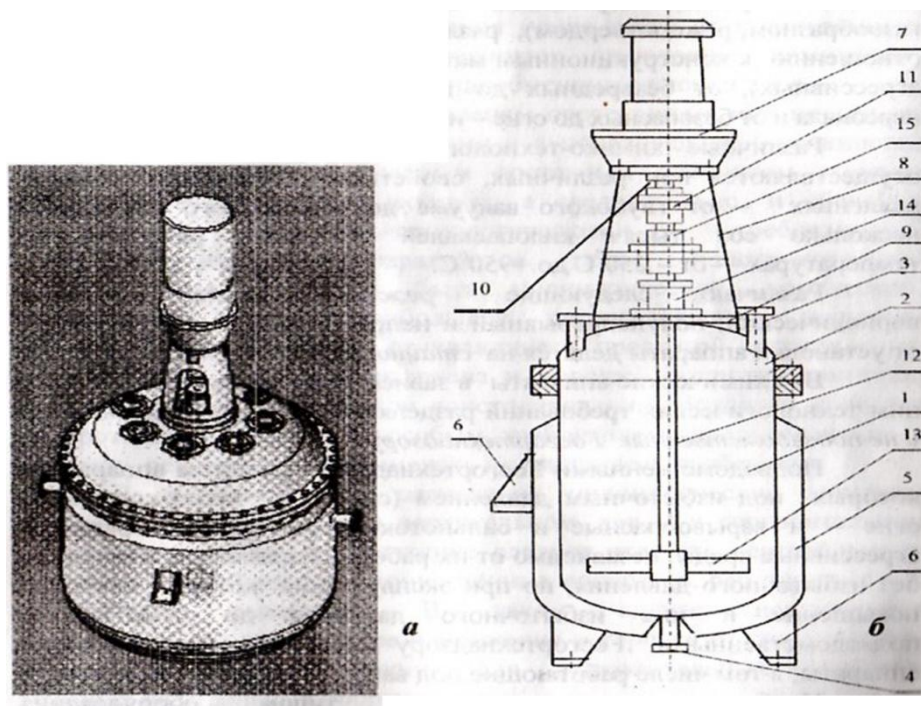


Рис. 56 - Конструкция типового химического аппарата: а - общий вид; б - схема

Конические днища обычно используют при необходимости удаления из аппаратов сыпучих твердых и жидких материалов.

Плоские днища и крышки представляют собой круглые пластины, присоединяемые к корпусу. Для их изготовления не требуется специального прессового оборудования. Плоские крышки и днища используют для люков и заглушек, а также для вертикальных емкостных аппаратов под наливом.

Фланцевые соединения применяют для разъёмного соединения составных частей корпуса, крышки с корпусом и т.д. На фланцах присоединяют к аппаратам трубы, арматуру. Соединение состоит из двух фланцев, прокладки, которую размещают между уплотнительными поверхностями фланцев, болтов (шпилек), гаек и шайб. Фланцевые соединения стандартизованы. По форме уплотнительной поверхности различают следующие типы фланцев: выступ-впадина, шип-паз (исполнение 1) и с гладкой поверхностью (исполнение 2).

Плоские неметаллические прокладки используют для уплотнения гладких поверхностей фланцев. Прокладки из резины применяют в

диапазоне температур от  $-30^{\circ}\text{C}$  до  $100^{\circ}\text{C}$  и давлении до 0,6 МПа. Паронит выдерживает температуру до  $400^{\circ}\text{C}$  и давление до 2,5 МПа. Асбестовый картон применяют для прокладок при давлении до 1,6 МПа и температуре до  $550^{\circ}\text{C}$ . Фторопласт используют в диапазоне температур от  $-200^{\circ}\text{C}$  до  $+250^{\circ}\text{C}$  независимо от давления. Размеры прокладок выбирают по внутреннему диаметру аппарата  $D$  и условному давлению  $p_v$ .

Присоединение технологических трубопроводов для подвода и отвода различных жидкостей и газов, а также контрольно-измерительных приборов и предохранительных устройств к аппарату производят с помощью штуцеров.

Химические аппараты устанавливают на фундаменты или специальные несущие конструкции с помощью опор. Стандарт предусматривает три типа опор: тип 1 (лапы) - для аппаратов с рубашками и без теплоизоляции; тип 2 (лапы) - для аппаратов с теплоизоляцией; тип 3 (стойки) - для аппаратов с эллиптическими и коническими днищами. Стойки служат для установки аппаратов на фундамент.

Перемешивающие устройства состоят из привода (в качестве приводов перемешивающих устройств в химических аппаратах применяют в большинстве случаев различные типы моноблочных мотор - редукторов) и вала с мешалкой. Мотор-редуктор установлен на стойке, которая крепится к опоре (бобышке), привариваемой к крышке аппарата. В опоре установлено уплотнение, предназначенное для герметизации аппарата в месте прохождения вала мешалки через крышку. В качестве опор для консольных валов обычно используются подшипники качения, расположенные в стойке. Для увеличения виброустойчивости валов применяют также опоры скольжения, устанавливаемые обычно в нижней части корпуса аппарата.

Для герметизации аппарата в месте ввода вала в крышку используют сальниковые или торцевые уплотнения.

Сальниковые уплотнения применяют в аппаратах для переработки нетоксичных взрыво- и пожаробезопасных сред при давлении до 0,6 МПа. Торцевые уплотнения используют в аппаратах для переработки кислых и щелочных сред при давлении до 2,5 МПа.

**Выбор типа мотор-редуктора.** В качестве приводов могут быть использованы мотор-редукторы типа ВОМ, ВДМ, МПО-1 и МПО-2. Это агрегаты, в которых конструктивно объединены электродвигатель и редуктор. Исходными данными для выбора мотор-редуктора служат требуемая мощность мешалки  $P_m$ , и частота ее вращения  $n_m$ .

**Выбор типа муфты.** Для соединения вала мешалки с валом мотор-редуктора используют продольно-разъёмную, упругую втулочно-пальцевую или зубчатую муфты. С помощью продольно-разъёмной и зубчатой муфт возможно соединение валов одинакового диаметра, а с помощью упругой втулочно-пальцевой муфты - соединение валов разных диаметров. Тип муфты определяется конструктивной схемой опорного узла вала [12,14].

### **Выбор материалов для изготовления деталей аппарата**

Конструкционные материалы для изготовления элементов химического аппарата выбирают в зависимости от химического и коррозионного действия среды, температуры и давления. При выборе материалов для аппаратов, работающих при низких или высоких температурах, необходимо учитывать, что механические свойства материалов существенно изменяются в зависимости от температуры. Как правило, прочностные свойства металлов и сплавов повышаются при низких температурах и понижаются при высоких. Так как основным способом изготовления химических аппаратов является сварка, то одним из необходимых условий, определяющих выбор материала, является хорошая свариваемость.

Следовательно, к материалам, предназначенным для изготовления химических аппаратов, должны предъявляться следующие требования:

- 1) химическая и коррозионная стойкость материала к перерабатываемой среде с учетом заданных технологических параметров (температура, давление и т.д.);
- 2) механическая прочность при заданных параметрах с учетом требований, предъявляемых при испытании аппаратов (на прочность, герметичность и т.п.) и эксплуатации;
- 3) технологичность, что предполагает в первую очередь способность материала свариваться с обеспечением высоких механических характеристик сварных соединений и коррозионной стойкости их в агрессивной среде [12,14,15].

### **Аппараты для жидкостных реакций**

Реакторы, в которых реакционная среда является жидкостью, довольно часто используют в химической промышленности. В качестве примеров можно привести процессы органического синтеза, получения каучука, персульфата калия, полимеризацию бутадиена. Реакции в жидкой среде могут протекать как в однофазной системе, так и в двухфазной, т.е. в эмульсии.

В эмульсионных процессах исходные вещества растворены в двух несмешивающихся жидкостях. Для течения реакции необходим контакт фаз. Для этого одна из жидкостей обычно должна быть в виде капель взвешена в другой (дисперсионной среде). В большинстве случаев этого достигают применением вращающихся мешалок. Иногда эмульсии стабилизируют поверхностно-активными веществами, что позволяет уменьшить интенсивность перемешивания (следовательно, снизить необходимую мощность), но это затрудняет последующее отстаивание эмульсии.

При гомогенных процессах перемешивание необходимо для обеспечения равномерного протекания реакции в объеме; этого достигают выравниванием температур и концентраций по объему аппарата. Кроме того, перемешивание создает достаточно высокие скорости жидкости у теплопередающих поверхностей, что способствует улучшению условий теплообмена.

При проведении эмульсионных жидкостных реакций возможны кинетическая и диффузионная области их течения. Это определенным образом влияет на выбор конструкции реактора. В диффузионной области (быстрые реакции) необходимо обеспечить возможно большую поверхность контакта фаз. Для медленных реакций, протекающих в кинетической области, большое значение приобретает объем реактора, т.е. время протекания реакции. Разнообразие конструкций жидкостных реакторов обусловлено использованием различных перемешивающих и теплообменных устройств в зависимости от вязкости жидкости и теплового эффекта.

В реакторах идеального вытеснения перемешивание допускается лишь в поперечном сечении аппарата, что при обработке высоковязких жидкостей может быть достигнуто применением шнека (рис. 57). Среды с небольшой вязкостью перемешивают турбулизацией потока реакционной смеси в трубчатом реакторе. Для предварительного смешения реагентов перед подачей в реактор применяют струйный смеситель.

Реактор для полимеризации дивинила со стиролом при температуре 50°C (рис. 58) представляет собой вертикальный цилиндрический аппарат (автоклав) объемом 12-20 м<sup>3</sup>. Аппарат состоит из корпуса 1 с рубашкой 2 для охлаждения, крышки 3, опоры 6, на которой укреплены электродвигатель 7 с редуктором 8 для привода вала 10 и рамной мешалки 11. Вал проходит через сальник 5 крышки.

Продукт поступает в аппарат по трубе 4, доходящей почти до дна реактора,

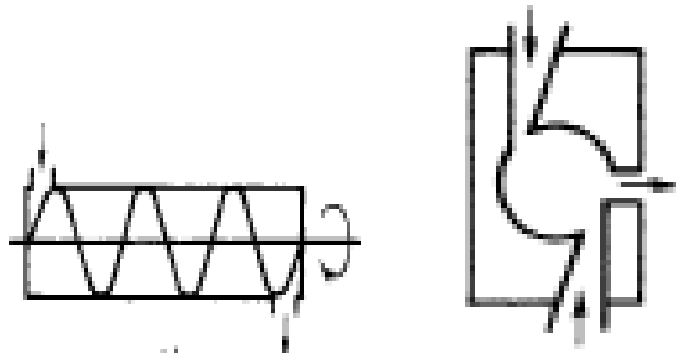


Рис. 57 - Перемешивающие устройства для жидкости: а) шнек, б) струйный смеситель

и выходит сверху через штуцер 9

(полимеризатор во время работы загружен полностью). В качестве хладагента применяют

воду. На внутренних стенках аппарата в

процессе его эксплуатации постепенно оседает полимер, что ухудшает

теплопередачу; поэтому периодически, примерно 2 раза в год, реактор чистят.

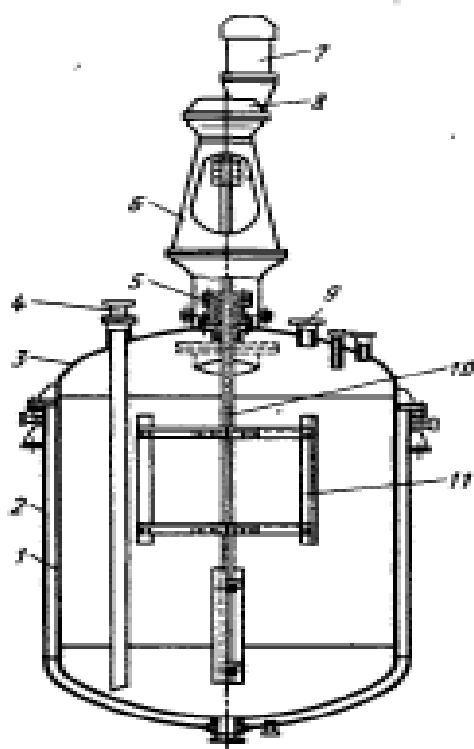


Рис. 58 – Реактор для полимеризации дивинила со стиролом

Реактор типа многосекционной колонны для полимеризации или поликонденсации (рис. 59) применяют в процессах получения полистирола и фенолоформальдегидных смол. Реактор состоит из нескольких последовательно соединенных между собой секций 5, каждая из которых имеет рубашку 11 со штуцерами 13 и 10 для подвода и отвода теплоносителя. На крышке 4 верхней секции укреплены электромотор 1 и редуктор 2, передающий вращение валу 7, проходящему через всю колонну и

установленному в двух подшипниках — верхнем 3 и нижнем 12. Для исключения утечки реагирующих веществ через отверстия для вала в днищах секций предназначены предохранительные трубы 8, верхний уровень которых выше уровня жидкой смеси в секции. В каждой секции на



валу 7 укреплены мешалки 6. Для перелива реакционной смеси служат переливные трубы 9.

Исходные вещества поступают в нижнюю часть верхней секции через штуцер 15, перемешиваются, переливаются через трубу 9 в следующую секцию и т.д. Из нижней секции продукт выгружается через штуцер 14. Таким образом, реактор является непрерывно действующим. Реактор целесообразно использовать для осуществления процессов химического превращения с малыми скоростями, т.е. протекающих в кинетическом режиме. Наличие отдельных теплообменных устройств в виде рубашек 11 позволяет поддерживать необходимый температурный режим в каждой секции.

Для проведения реакций с большим тепловым эффектом используют аппараты с внутренними теплообменными элементами большой поверхности. Примером может служить реактор с пучком двойных теплообменных труб для алкилирования углеводородов, в частности для получения изеооктана из изобутана и бутилена. В реакторе циркулирует эмульсия смеси

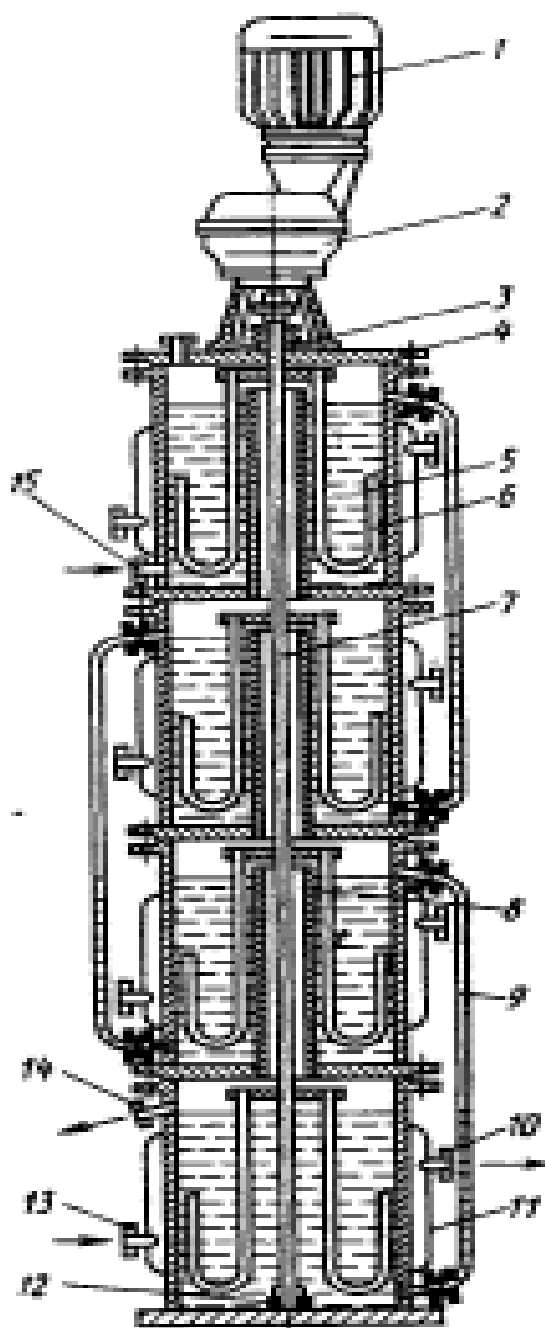


Рис. 59 – Многосекционный реактор для полимеризации или поликонденсации

углеводородов с серной кислотой. Реактор (рис. 60) имеет вертикальный цилиндрический корпус 6,

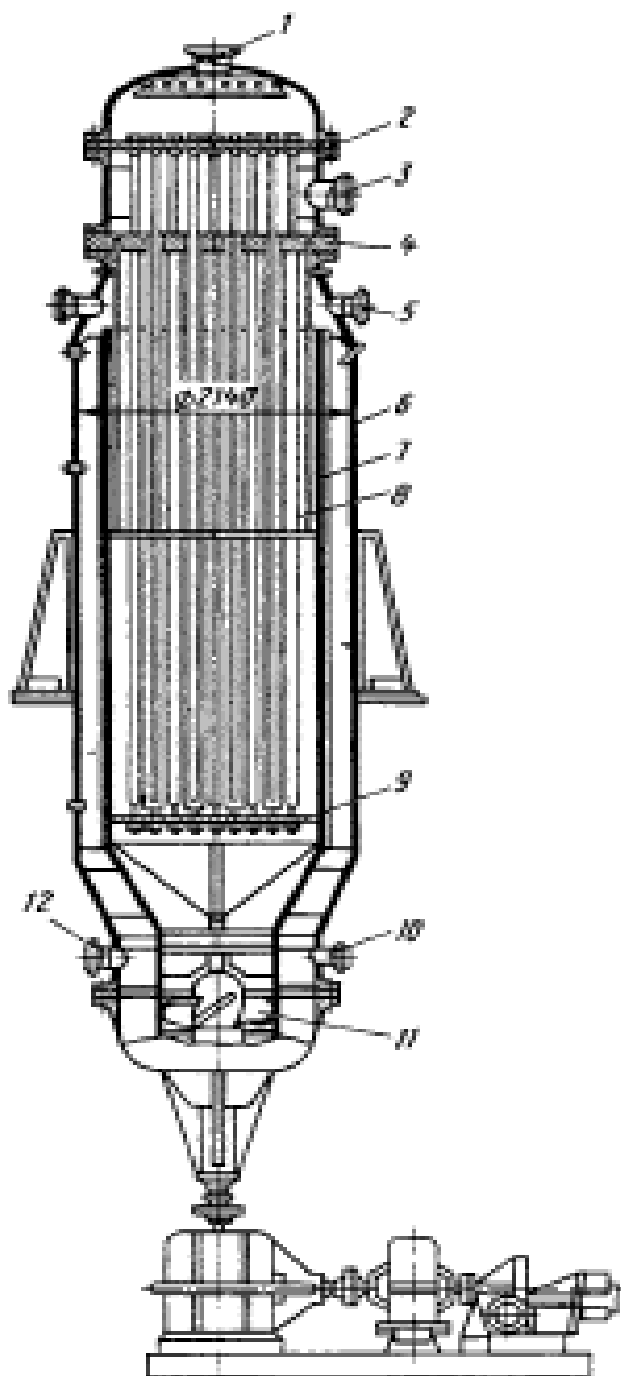


Рис. 60 – Реактор с пучком двойных теплообменных труб

рассчитанный на давление 1 МПа, внутри которого для отвода теплоты реакции расположен пучок 8 двойных теплообменных труб (трубок Фильда), окруженный кожухом 7, играющим роль направляющего диффузора.

В нижней суженной части кожуха помещено колесо 11 осевого насоса (винтовая мешалка), обеспечивающее циркуляцию жидкости, перемешивание и обтекание теплообменной поверхности. Вал колеса выведен наружу через двойное торцовое уплотнение, привод расположен внизу. Вращение жидкости предотвращается продольными ребрами. Для подвода хладагента в верхней части расположены две распределительные камеры с трубными решетками 2 и 4.

Верхние концы наружных теплообменных труб, заглушенных снизу, развальцованы в трубной решетке 4, верхние концы внутренних труб закреплены в решетке 2. Нижняя решетка 9 служит для крепления

шпильками нижних концов теплообменных труб, чтобы обеспечить жесткость трубного пучка. Концы внутренних труб снабжены продольными ребрами.

Хладагент (жидкие аммиак или пропан) подается через штуцер 1 в верхнюю распределительную камеру, проходит по внутренним трубам вниз до заглушенных концов наружных труб и поднимается по зазору между трубами, испаряясь за счет теплоты реакции. Газ (пар) отводится из приемной камеры, расположенной между трубными решетками 2 и 4, по штуцеру 3. Исходные вещества вводятся в нижнюю часть корпуса через штуцера 10 и 12, продукт отводится сверху через штуцер 5.

Реакционный агрегат с выносным теплообменником состоит из реактора 1 (рис. 61), выносного перемешивающего устройства 3 (обычно центробежного насоса) и выносного теплообменника 2. Этот агрегат сравнительно прост в изготовлении и эксплуатации и особенно удобен в случаях, когда необходимы интенсивный теплообмен (например, при разложении гидроперекиси изопропилбензола) или расслоение эмульсии на два слоя. При этом реактор 1 одновременно служит отстойником. Именно по такой схеме извлекают изобутилен из газов нефтепереработки, разделяют углеводороды медно-аммиачными растворами (один из вариантов технологического оформления процесса).

Недостатки непрерывных реакторов с мешалками, основные из которых - громоздкость и большой расход электроэнергии на перемешивание – требовали создания непрерывно действующих реакторов, работающих по принципу идеального вытеснения. Этот принцип может быть осуществлен, если выполнить аппарат в виде трубы достаточной длины. Теплообмен в такой трубе можно осуществить достаточно просто, если ее снабдить рубашкой. Сложность применения таких аппаратов определяется небольшими скоростями реакций в жидкой фазе, что требует создания реакционной зоны очень большой длины для достижения необходимой конверсии. Достаточно сказать, что непрерывно действующий

проточный реактор для гидролиза дихлорэтана имеет длину труб порядка 1 км. Большая длина реактора необходима для обеспечения достаточной скорости течения жидкости в аппарате, чтобы поток был турбулентным. Только при этом условии достигаются требуемое перемешивание реакционной смеси по сечению трубы и достаточная теплопередача. Для увеличения скорости уменьшают площадь сечения трубы при сохранении ее объема или используют рециркуляцию. Однако в последнем случае агрегат по своим характеристикам приближается к реактору идеального смешения, и его объем следует увеличить, например, использованием труб большего диаметра. Вследствие этого длина реактора сравнительно невелика. Рециркуляцию обеспечивают специальными циркуляционными насосами. Кратность циркуляции выбирают так, чтобы обеспечить турбулентный режим течения жидкости [12,14,15].

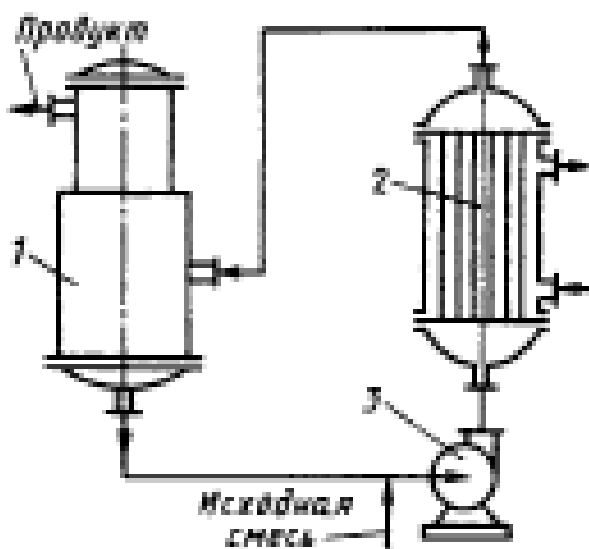


Рис. 61 – Схема агрегата с выносным теплообменником

## ПЕЧИ ПИРОЛИЗА И КРЕКИНГА

Крекингом называют процесс высокотемпературного разложения углеводородного сырья с получением продуктов меньшей молекулярной массы. Из мазута или газойля крекингом получают автомобильные и авиационные бензины. Сложные и крупные молекулы тяжелых углеводородов с температурой кипения не ниже 300 °С расщепляются на более простые молекулы веществ с температурой кипения не выше 110 °С. Процессы термического крекинга, проводимые ранее в огневых печах с трубчатыми змеевиками при температуре 400-500 °С и давлении до 6 МПа теперь почти всюду заменены процессами каталитического крекинга и риформинга, проводимыми в специальных реакторах с движущимся гранулированным твердым катализатором. Каталитические процессы позволяют получать более ценные продукты (бензины с высоким октановым числом, ароматические углеводороды) по сравнению с полученными термическим крекингом. Трубчатые печи в установках каталитического крекинга или риформинга также необходимы, но они служат для нагрева и испарения сырья и не являются реакционными аппаратами.

Пиролизом называют процесс, аналогичный термическому крекингу, но проводимый при более высокой температуре (670-1200 °С) и невысоком давлении (0,2-0,5 МПа). Пиролизом углеводородных газов (пропана или бутана) или бензиновых фракций получают ряд необходимых для нефтехимического синтеза и производства пластмасс веществ, таких, как этилен, пропилен, бутадиен, ацетилен. Этилен, в свою очередь, служит сырьем для производства этилового спирта, стирола, полиэтилена и оксида этилена.

Процесс пиролиза проводят в трубчатых печах, точнее в их змеевиках. Змеевики состоят из ряда прямых труб, последовательно соединенных двойниками и обогреваемых снаружи пламенем горелок или форсунок, в которых сгорает газообразное или жидкое топливо. По своим

характеристикам такой змеевиковый реактор близок к реактору полного (идеального) вытеснения с программированным тепловым режимом.

При пиролизе пропан-бутановой фракции пирогаз выходит из печи с температурой 1000-1100°C при избыточном давлении 0,1-0,2 МПа. Из-за высокой скорости реакции подачу газа регулируют так, чтобы время пребывания его в зоне реакции было в пределах 0,7-1,5 с; для этого газ подают в змеевик со скоростью 10-17 м/с. Вследствие увеличения объема газа при реакции и нагревании его скорость увеличивается и составляет на выходе 150-200 м/с. Высокая скорость уменьшает толщину пристенного пограничного слоя, в котором происходят нежелательные побочные реакции, приводящие к отложению кокса на внутренней поверхности труб змеевика.

Трубчатые печи отличаются разнообразием конструкций, зависящих в основном от вида используемого топлива. Основные элементы печи — стальной сварной каркас, кирпичная кладка, образующая стены, под и свод печи, змеевик, расположенный внутри печи, горелки или форсунки для сжигания топлива, дымоход и дымовая труба. Печь устанавливают на железобетонный фундамент.

Внутреннее пространство печи разделено обычно на две камеры — радиантную (топочную) и конвекционную, — в каждой из которых размещены секции змеевика. Ряд труб змеевика, размещенных в топочной камере и воспринимающих лучистую теплоту горелок, называют экраном. В радиантной камере сырью передается основная доля теплоты (около 70 %). К трубам конвекционной секции змеевика теплота подводится от дымовых газов в основном конвекцией (70 %) и частично лучеиспусканием от дымовых газов (20 %) и нагретых стенок камеры (10%). Дымовые газы движутся через трубчатую печь обычно под действием естественной тяги, регулируемой шибером в дымоходе.

В установках пиролиза используют в основном печи коробчатой формы с горизонтальным расположением труб змеевика и беспламенными

(точнее короткопламенными) газовыми горелками панельного типа. Нижняя часть боковых стен печи (рис. 62) выполнена из беспламенных панельных газовых горелок 5, расположенных пятью горизонтальными рядами в каждой стене и образующих два излучающих блока. В середине топочной камеры установлен трубный экран 4 двустороннего облучения, делящий камеру на две половины. В связи с этим печь считают двухкамерной (две камеры радиации). Экран может быть одно- или двухрядным.

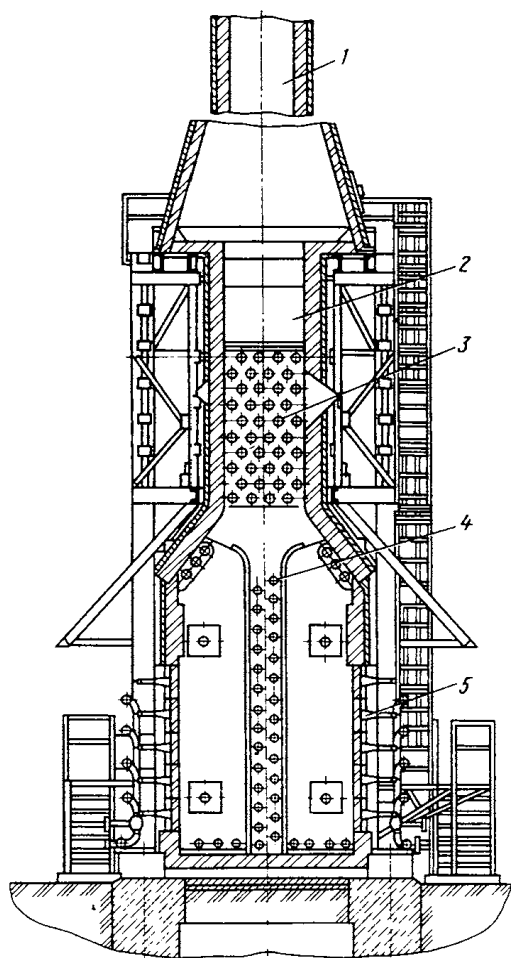


Рис. 62 – Трубчатая печь с горизонтальными трубами и излучающими стенками

Имеются также подовый и потолочный экраны. В расположенном над топочной камерой дымоходе 2 размещены трубы конвекционной части змеевика 3. Пройдя конвекционную камеру, газы поступают в дымовую трубу 1.

В установках пиролиза сырье (пропан-бутановая фракция) после испарения и предварительного нагрева в теплообменнике поступает двумя потоками сначала в конвекционную часть змеевика печи, а затем в радиантную (т.е. в трубы экранов). Выходящий из печи пирогаз поступает в закалочный аппарат, где быстрым охлаждением (впрыскиванием воды) прекращают реакцию.

В печи можно регулировать теплоотдачу к различным участкам радиантного змеевика подачей топливного газа к горелкам. Для этого каждый ряд горелок питается независимо от обособленного коллектора.

Удобные и высокоэффективные нагреватели для печей - беспламенные панельные горелки (рис. 63), обеспечивающие полное сгорание газа при малом коэффициенте избытка воздуха благодаря высокой температуре в зоне горения. Горелка имеет распределительную камеру (короб) 1, в переднюю часть которой вварены трубки для выхода газозадушной смеси. На свободные концы трубок надеты керамические призмы 6, каждая с четырьмя цилиндрико-коническими отверстиями (туннелями). Призмы образуют керамическую панель размерами 500х500 или 605х605 мм, служащую при горении газа аккумулятором и излучателем теплоты. Между призмами и стенкой короба расположен слой теплоизоляции 7 из диатомовой крошки. К задней стенке короба 1 прикреплен инжекторный смеситель 2 газа (метано-водородной фракции) с воздухом, снабженный соплом 3 и заслонкой 4. Газ поступает в сопло 3 из патрубка 5. Выходя из сопла с высокой скоростью, газ инжектирует из

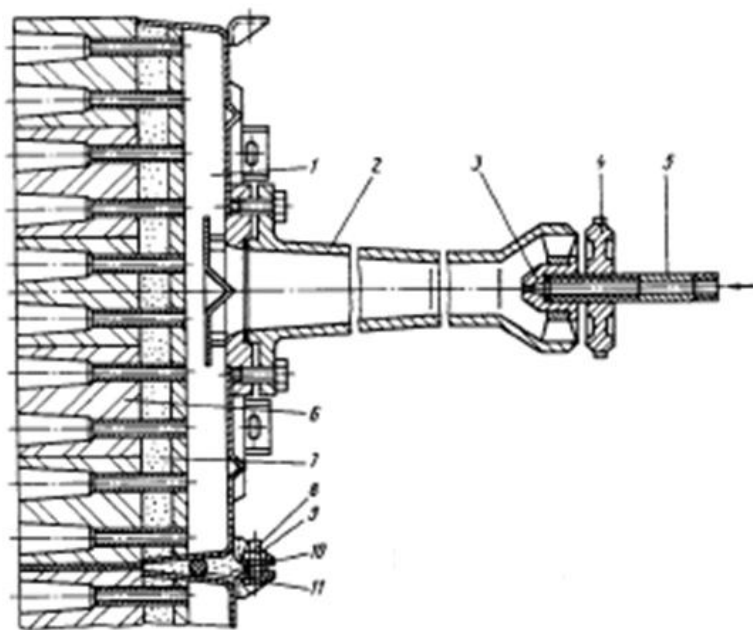


Рис. 63 – беспламенная панельная горелка

атмосферы необходимое количество воздуха. Газозадушная смесь, образующаяся в смесителе 2, обтекая отбойник, поступает в короб 1, откуда распределяется по трубкам (ниппелям) горелки. Сгорание смеси происходит и в основном завершается в туннелях

керамических элементов, куда смесь поступает из трубок. Для того, чтобы пламя из туннелей не проскакивало внутрь короба, скорость газозадушной смеси в распределительных трубках не должна быть меньше скорости распространения пламени. В туннелях, благодаря их конической форме,



обеспечивается равенство этих скоростей, что является необходимым условием нормальной работы горелок.

Горелки соединены между собой болтами 8 с гайками 9, образуя излучающие стены печей. Зазоры между горелками заполняются диатомовой крошкой 10 и уплотняются асбестовым шнуром 11.

Теплопроизводительность горелок регулируют изменением подачи газа в коллектор, к которому подключен данный ряд горелок. Необходимое для горения количество воздуха устанавливают заслонкой 4 индивидуально для каждой горелки. Для газа заданного состава такая регулировка необходима лишь при пуске печи, так как конструкция инжекционного смесителя обеспечивает практически постоянное соотношение количества газа и воздуха в пределах изменения теплопроизводительности горелки примерно в 2 раза.

Змеевик трубчатой печи составляют из прямых бесшовных труб длиной 6-18 м, с наружным диаметром 60-219 мм. Наиболее часто используют трубы диаметром 102; 127 и 152 мм. Трубы соединяют в непрерывную цепочку специальными печными двойниками с крышками или без них. Открываемые двойники применяют при температуре до 560°C, когда необходима механическая чистка внутреннего пространства труб от отложений кокса. В печах пиролиза, работающих при более высокой температуре, трубы соединяют обычно приварными двойниками. Из-за малого расстояния между трубами (1,8-2,2d) двойники нельзя изготавливать из трубы гибкой; их получают протяжкой труб или сваркой штампованных половин. В этом случае трубы очищают от кокса выжиганием. Для этого в трубы подают смесь, состоящую из одной части воздуха и десяти частей водяного пара.

Материал труб змеевика выбирают в зависимости от температурного режима и коррозионных свойств сырья, причем в различных зонах печи используют трубы из разных материалов. Так, в печах пиролиза начальные участки змеевика, расположенные в конвекционной зоне, работают при

температуре 30-400 °С, а конечные, находящиеся в радиантной камере, — при температуре 500-900 °С. По этой причине конвекционные трубы первых рядов изготавливают из углеродистых стальных труб (20Г), последних рядов — из хромомолибденовой стали (15Х5М), а радиантные трубы — из жаропрочной стали 12Х18Н10Т.

Для крепления труб змеевиков в печах используют подвески и кронштейны различных конструкций. Для той же цели по торцам печи устанавливают две трубные решетки в виде вертикальных прямоугольных листов с отверстиями для труб. Трубные решетки теплоизолируют со стороны, обращенной в сторону топочной камеры. Подвески располагают на расстоянии 0,8-3 м одна от другой, в зависимости от температуры труб.

Подвески, кронштейны и трубные решетки радиантной камеры, работающие при температуре до 1000 °С, отливают из жаропрочной стали 20Х23Н13. В конвекционной камере, где температура ниже, используют подвески из чугуна СЧ21 или из стали 40Х9С2. Подвески крепят к каркасу печи болтами [12,14,15].

### **Аппараты для гетерогенных реакций**

К аппаратам для реакций, проводимых в гетерогенных системах, относятся в основном газожидкостные реакторы и аппараты для реакций между газом и твердым веществом.

Для протекания газожидкостной реакции необходим контакт газа и жидкости. В большинстве случаев реакция протекает в жидкой фазе, в которую должен вводиться реагирующий компонент газовой смеси; поэтому газожидкостные реакции всегда сопровождаются межфазным массообменом. В некоторых случаях одни стадии процесса протекают в жидкой фазе, другие — в газовой, например в производстве азотной кислоты. В абсорбционно-окислительной колонне происходит следующая цепочка процессов: абсорбция диоксида азота жидкостью, реакция диоксида азота с водой с образованием азотной и азотистой кислот,

разложение азотистой кислоты с образованием монооксида азота, десорбция монооксида азота в газовую фазу, окисление монооксида азота в диоксид. Здесь окисление монооксида азота происходит в газовой фазе, остальные реакции - в жидкой; необходимые стадии процесса также абсорбция и десорбция. Все эти процессы проводят одновременно в одном аппарате.

В связи с необходимостью межфазного массопереноса газожидкостные реакторы конструктивно сходны с абсорберами. Как и при абсорбции, применяют, например, насадочные колонны и аппараты с барботажными тарелками. Однако следует учитывать, что реакции сопровождаются значительно большим тепловым эффектом, чем физическая абсорбция, поэтому реакторы, в отличие от абсорберов, всегда снабжают теплообменными элементами. Кроме того, при малой скорости реакции объем жидкости, находящейся в аппарате, должен быть значительно больше, чем для абсорбции, при которой важна лишь площадь межфазной поверхности. Объем аппарата должен обеспечивать достаточное время проведения реакции, необходимое для достижения заданной степени превращения.

Методы интенсификации медленных и быстрых реакций различны. При проведении быстрых реакций, течение которых лимитирует массообменная стадия, производительность аппарата можно увеличить обеспечением хороших условий массопередачи: увеличением межфазной поверхности, интенсивности перемешивания или относительной скорости фаз. При проведении медленных реакций, лимитируемых реакционной способностью веществ, достаточно создания умеренных условий массопередачи. Процесс можно ускорить воздействием на кинетические факторы, например увеличением концентраций реагирующих веществ, повышением температуры или применением более активного катализатора. Концентрации веществ в газовой фазе можно увеличить, например, повышением давления в аппарате.

Реакции с участием газа и твердого вещества также сопровождаются массопереносом, но он происходит в пределах одной газовой фазы и заключается в подводе реагирующих веществ из ядра потока газа к поверхности твердого вещества, на которой протекает реакция, и отводе продуктов реакции в обратном направлении. Твердое вещество может быть либо одним из реагентов, либо катализатором. В обоих случаях на скорость процесса существенно влияет площадь поверхности частиц (гранул) твердого вещества. Для ее увеличения твердое вещество либо дробят на мелкие частицы, либо используют в виде мелкопористых гранул.

Например, очень интенсивно проходит обжиг колчедана в псевдоожиженном слое благодаря малым размерам частиц, интенсивному перемешиванию газовой фазы и развитой поверхности твердого реагента, обеспечивающих высокую скорость внутрифазного массопереноса. В колоннах синтеза аммиака в качестве катализатора используют гранулы губчатого железа, имеющие высокую удельную поверхность.

Особенности процесса определяют конструкцию реактора и его размеры. В одних случаях определяющими являются физические стадии процесса (тепло- и массообмен), в других - кинетика химической стадии [11,12,14,15].

### **Газожидкостные реакторы**

Возможны два варианта газожидкостных реакций: либо газ реагирует непосредственно с жидкостью, либо реагирующие вещества находятся в газовой фазе, а жидкость является катализатором. Во втором случае реакция протекает либо в объеме жидкого катализатора, либо на его поверхности. В качестве примеров газожидкостных реакций можно привести производство уксусного альдегида гидратацией ацетилена, алкилирование бензола пропиленом, окисление изопропилбензола кислородом воздуха. Главные требования к газожидкостным реакторам — создание условий для их межфазного контакта и оптимального теплового

режима процесса, так как газожидкостные реакции всегда сопровождаются межфазным массообменом, а скорость их зависит от температуры.

При химических реакциях обычно не нужно создавать условий для особенно интенсивного массообмена. Исключение составляют очень быстрые реакции (например, процессы неорганической технологии).

Реакторы с мешалками обычного типа для проведения процессов с участием газа и жидкости применяют довольно редко. Это объясняется тем, что при использовании мешалок обычного типа в таких аппаратах не достигается достаточный контакт газа с жидкостью, затрудняются условия для теплообмена, а также организация непрерывного процесса. Следует отметить, что наличие движущихся частей в аппаратах, работающих с газом или агрессивными жидкостями, весьма нежелательно.

**Реакторы с механической мешалкой** используют главным образом для процессов получения аэрозолей или для абсорбции отходящих промышленных газов с очень небольшой концентрацией абсорбируемого вещества (например, монооксида азота).

В качестве примера можно привести весьма оригинальную конструкцию реактора-турбоабсорбера (рис. 64). Газ поступает через входной патрубок 2 в трубу 1, снабженную в нижней части неподвижным диском 5 с концентрическими кольцами. На валу 7 установлен вращающийся диск 4, образующий с диском 5 лабиринтный канал. Под действием центробежных сил возникает радиальный поток газожидкостной смеси, направленный к периферии аппарата. Затем этот поток расслаивается в отстойной части 3. аппарата. Прореагировавший газ удаляется из верхней части аппарата, а жидкость постоянно циркулирует внутри него. Теплообмен обеспечивают встроенные теплообменные элементы 6 (трубки Фильда).

**Реакторы с механическим распылением жидкости.** Развитую поверхность контакта между газом и жидкостью можно получить распылением жидкости различными распылителями, форсунками или

вращающимися дисками. На рис. 65 приведена схема реактора с механическим распылением жидкости, применяемого в производстве этилового спирта серноокислотным методом. Реактор представляет собой горизонтальный цилиндрический корпус 1, по оси которого установлен ротор, состоящий из вала 2 с дисками 3. Аппарат примерно на одну треть заполнен жидкостью, которая при быстром вращении дисков дробится на мельчайшие капли; последние образуют густой туман, заполняющий весь объем реактора. Через этот туман проходит газ. Создаваемая в реакторе развитая межфазная поверхность и энергичное перемешивание способствуют интенсивному массообмену между газом и жидкостью.

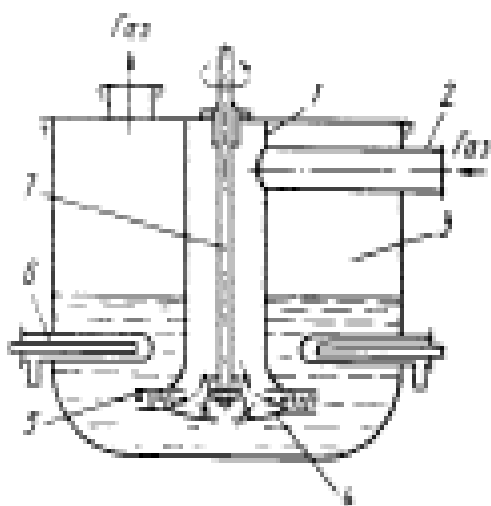


Рис. 64 – Реактор-турбоабсорбер

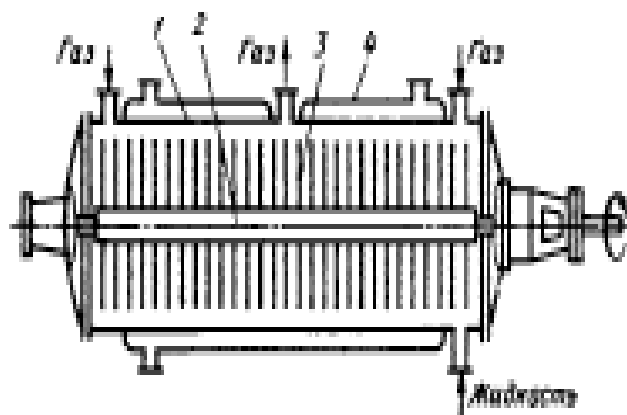


Рис. 65 – Реактор с вращающимися дисками

В аппарате создаются хорошие условия для быстрых реакций, протекающих в диффузионной области. Благоприятны также и условия теплоотдачи от реагирующих веществ к стенкам реактора, через которые отводится (или подводится) теплота с помощью рубашки 4. Чаше такие реакторы выполняют периодически действующими. К недостаткам этого аппарата можно отнести наличие сальников (набивка которых быстро разрушается, особенно при работе с коррозионными веществами),

движущихся частей, требующих ухода и ремонта, значительный расход энергии.

Для медленных реакций, протекающих обычно в кинетической области, аппараты этого типа использовать нецелесообразно.

*Реакционные аппараты колонного типа с насадкой или тарелками.* В качестве газожидкостных реакторов часто применяют насадочные или тарельчатые колонны, используемые для процессов абсорбции. Если жидкость является катализатором, эти аппараты отличаются от абсорберов тем, что жидкость циркулирует в системе по замкнутому контуру. Насадочные колонны просты по устройству и обеспечивают большую поверхность контакта реагирующих газа и жидкости даже в небольшом объеме. Жидкость стекает по поверхности насадки в виде тонкой пленки, а газ движется противотоком. Их гидравлическое сопротивление невелико и, следовательно, расход энергии на перемещение газов незначителен. Колонны изготовляют обычно из стали с дополнительным покрытием из материала, стойкого к коррозионному действию рабочей среды. Применяют также колонны из чугуна, керамики (в производстве серной кислоты), футерованные графитом или кислотоупорным кирпичом.

Насадочные колонные аппараты, как и механические, мало пригодны для проведения процессов, протекающих в кинетической области. Это связано с тем, что одновременно используется не весь объем жидкого реагента или катализатора, а лишь сравнительно небольшая его часть. Большая часть находится в системе циркуляции и в сборнике. В этом отношении предпочтительнее тарельчатые колонны, так как в них нет циркуляции основной массы жидкости. Необходимый объем жидкости в реакторе можно обеспечить регулированием уровня жидкости на тарелках реактора, например, переливными устройствами. При этом достигается хороший контакт газа с жидкостью. Тарельчатая колонна-реактор для проведения медленных реакций существенно отличается от колонны-абсорбера тем, что толщина слоя жидкости на тарелке значительно больше.

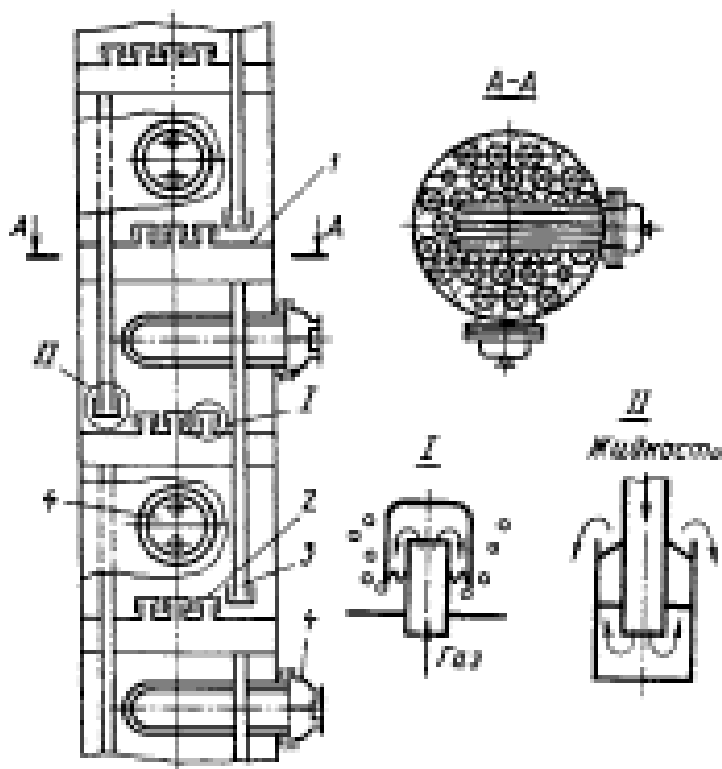


Рис. 66 – Колонна для окисления  
изопропилбензола

Примером может служить колонна для окисления изопропилбензола (рис. 66). Колонна имеет тарелки 1 с капсульными колпачками 2, снабженные переливными устройствами 3, которые обеспечивают толщину слоя жидкости на тарелке около 1 м. Для отвода теплоты реакции в жидкость погружены

теплообменные элементы 4 из U-образных труб. Жидкость поступает в колонну сверху, движется по переливным устройствам 3 с тарелки на тарелку и удаляется из нижней части колонны. Газ поступает в нижнюю часть колонны, последовательно проходит противотоком к жидкости через тарелки и удаляется из верхней части аппарата.

**Реакционные аппараты барботажного типа** — простые и распространенные аппараты для газожидкостных реакций. В них газ проходит пузырьками через слой жидкости. В большинстве случаев такой реактор представляет собой вертикальный цилиндрический сосуд или колонну, заполненные жидкостью и имеющие в нижней части барботер. Последний часто выполняют в виде согнутой в кольцо трубы, снабженной мелкими отверстиями. Газ подается внутрь трубы и, выходя из отверстий в виде пузырьков, поднимается в слое жидкости. В пространстве над поверхностью жидкости (в отстойной камере) газ перед выходом из аппарата освобождается от брызг и капель. Для более полного их отделения



отстойную камеру часто выполняют расширенной или дополнительно устанавливают выносную отстойную камеру. Для поддержания заданной температуры в большинстве случаев аппарат снабжают рубашкой, реже

используют встроенные или выносные теплообменники.

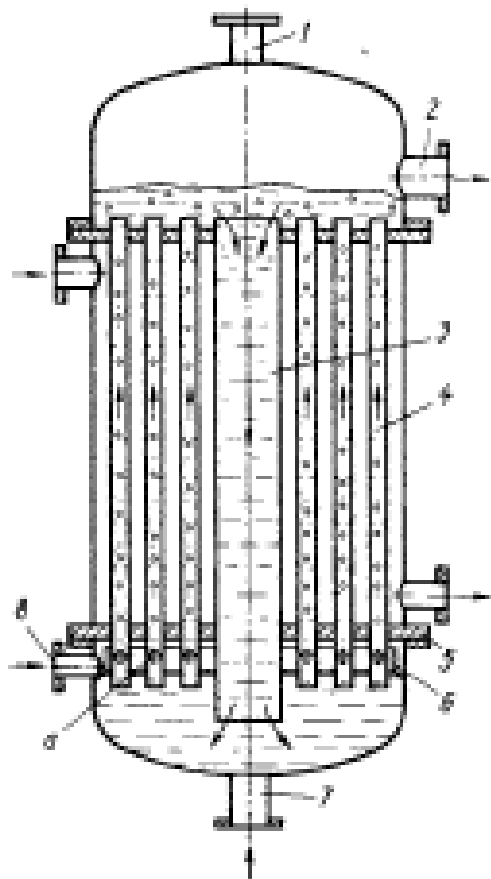


Рис. 67 – Барботажный кожухотрубчатый реактор

На рис. 67 показан барботажный кожухотрубчатый реактор для проведения реакций с большим тепловым эффектом. По конструкции он представляет собой кожухотрубчатый теплообменник с центральной циркуляционной трубой 3. Удлиненные нижние концы трубок 4, находящиеся под трубной решеткой 5, имеют боковые отверстия а, расположенные во всех трубах на одном уровне. Трубное пространство аппарата заполнено жидкостью до уровня сливного штуцера 2 в верхней крышке. Жидкость непрерывно подается в нижнюю крышку через штуцер 7. Газ поступает в реактор

по штуцеру 8 и по кольцевому каналу, образованному стенкой нижней крышки и кольцевой перегородкой 6, распределяется по периметру аппарата. Слой газа под нижней трубной решеткой нарастает до тех пор, пока не достигнет уровня отверстий в трубках. Сквозь них газ поступает в трубки 4, образуя пузырьки, поднимающиеся вверх и увлекающие за собой жидкость (по принципу газлифта).

Газ отводится из верхней крышки реактора через штуцер 1, а жидкость возвращается вниз по циркуляционной трубе. Постепенно часть жидкости сливается из реактора через штуцер 2. В межтрубное

пространство реактора в зависимости от теплового эффекта реакции подается теплоноситель или хладагент. Реактор отличается значительной равномерностью распределения газа в жидкости, большим отношением теплопередающей поверхности к объему реагирующих веществ и достаточно высокими коэффициентами теплоотдачи. Для использования преимуществ секционирования и противотока ряд таких аппаратов можно объединить в одну колонну.

**Пенные аппараты.** В отличие от реакторов барботажного типа в пенных аппаратах пузырьки газа поступают в жидкость с большой скоростью. В результате реакционная масса интенсивно перемешивается и образуется динамическая пена. Такая пенная система характеризуется малым диффузионным сопротивлением. В связи с этим пенные аппараты эффективны лишь для проведения быстрых реакций. Для медленных реакций, протекающих в жидкой фазе, они непригодны из-за крайне малого объема жидкости в аппарате.

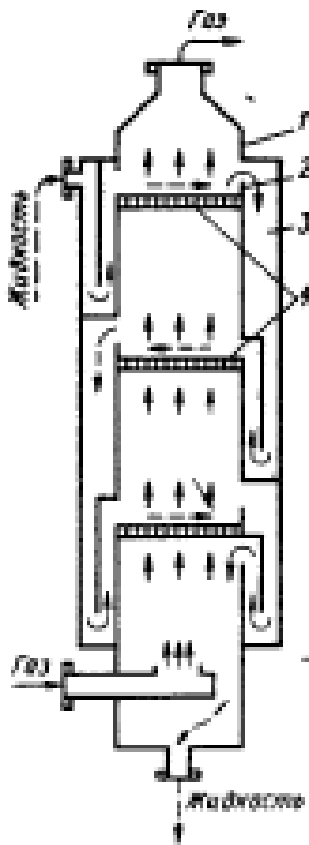


Рис. 68 – Схема  
пенного реактора

Для непрерывного обновления поверхности контакта между реагентами пену получают обычно без использования поверхностно-активных веществ. В этом случае пена нестабильна, и при уменьшении скорости газа ниже определенного значения пена мгновенно разрушается. Это позволяет без затруднений реализовать перетекание жидкости с

тарелки на тарелку. Максимальная скорость газа ограничена условиями уноса жидкости на расположенную выше тарелку. Диапазон рабочих скоростей газа в пенных аппаратах 0,8-4 м/с.

На рис. 68 дана схема трехполочного пенного аппарата. Аппарат состоит из металлического корпуса 1 прямоугольного или круглого сечения, внутри которого на равных расстояниях расположены перфорированные тарелки-решетки 4, снабженные сливными порогами 2. С тарелки на тарелку жидкость переливается через переливные устройства 3, которые должны иметь достаточную площадь сечения, чтобы быстро выделяющийся из разрушающейся пены газ не создавал газовых пробок и не препятствовал переливу. Газ поступает в аппарат снизу и проходит последовательно через все решетки, по которым сверху вниз перемещается жидкость, подаваемая на верхнюю решетку. Слой жидкости на тарелках зависит от высоты порогов 2.

Для проведения реакций, протекающих в диффузионной области, используют также реакторы типа газлифта, предназначенного для подъема жидкостей. Реакторы этого типа применяют, например для хлорирования этилена.

На рис. 69 показан промышленный реактор (для жидкофазного окисления алкилбензолов) типа газлифта с циркуляционным контуром. Подъемные трубы 5 расположены вокруг центральной циркуляционной трубы 4 по окружности.

В каждую подъемную трубу через барботер 7 подается газ. Всплывая в жидкости, заполняющей трубу, пузырьки газа увлекают жидкость вверх. Это обеспечивает циркуляцию жидкости (как в рассмотренном барботажном кожухотрубчатом реакторе). Для отвода

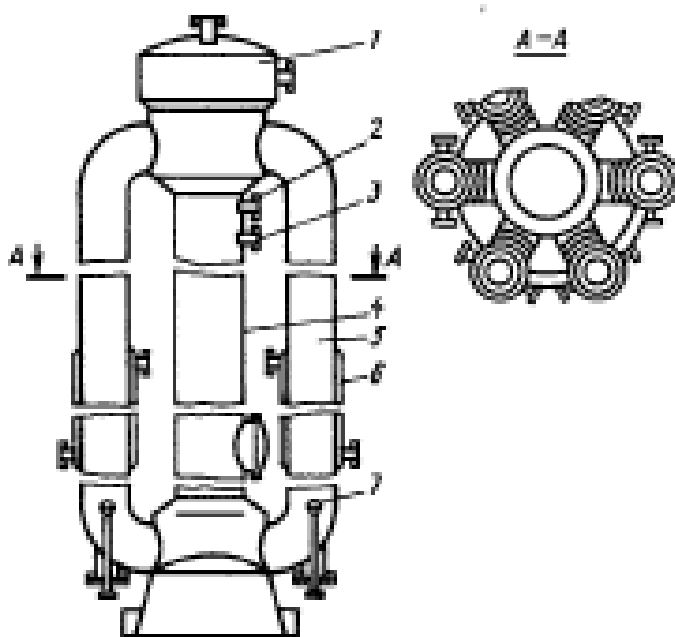


Рис. 69 – Реактор с циркуляционным контуром

(или подвода) теплоты на подъемных трубах предусмотрены теплообменные элементы в виде рубашек 6. Аппарат работает непрерывно. Штуцер 2 для выхода продукта располагается выше штуцера 3 для ввода сырья. Разделение газа и жидкости происходит в сепараторе 1 [11,12,14,15].

### **Аппараты для проведения реакций между газом и твердым веществом**

Аппараты этой группы предназначены для проведения таких практически важных процессов, как обжиг клинкера в производстве цемента, обжиг известняка, гипса и соды, газификация кокса и других видов твердого топлива, обжиг пирита (серного колчедана) в производстве серной кислоты. В последнее время два последних процесса потеряли свою значимость вследствие замены исходного сырья (например, пирит в производстве серной кислоты заменен элементарной серой).

Процессы этого рода, проводимые обычно при высокой температуре, требуют подвода или отвода значительных количеств теплоты. В связи с этим реакторы называют печами. Газ (определенный компонент газовой смеси) может быть реагентом, топливом, теплоносителем или выделяться из твердого вещества в процессе реакции.

Основные типы аппаратов: вертикальные цилиндрические реакторы (шахтные печи и газогенераторы); полочные обжиговые печи; барабанные вращающиеся печи; реакторы (печи) со псевдоожиженным (кипящим) слоем. Реже используют периодически действующие реакторы с наружным обогревом (ретортные печи) и с горизонтальным механическим перемещением слоя зернистого твердого вещества (цепными колосниковыми решетками).

**Шахтные печи.** К реакторам этого типа относится широко известная доменная печь, являющаяся основой всей черной металлургии, а также печи обжига магнезита, доломита и других материалов. Шахтная печь для обжига известняка (рис. 70) имеет вертикальный цилиндрический корпус 2 со стенками из огнеупорного материала. Сырье (куски известняка, иногда с

твердым топливом) загружают в печь сверху, а выгружают из нижней части, куда поступает необходимый для горения воздух. Теплота для обжига выделяется в нижней части печи при сжигании жидкого или газообразного топлива (в горелках 3 и 4) или кокса, смешанного с известняком.

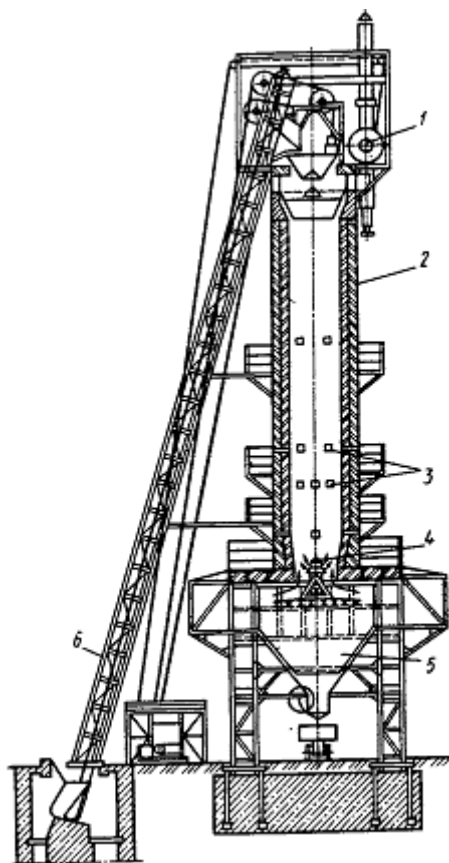


Рис. 70 - Вертикальная печь  
для обжига известняка

Известняк подается элеватором 6 на верхнюю платформу, где находится загрузочный бункер с затвором, плотно закрывающим печь сверху. Тягу обеспечивают дымосос или газодувка 1, которая подает воздух, необходимый для горения. Известь собирается в бункер 5.

Наружная рубашка печи изготовлена из листовой стали, облицованной кирпичом и защищенной огнеупорной кладкой. Печь имеет следующие рабочие зоны (сверху вниз): зону сушки и нагревания материала, расположенную непосредственно под загрузочным бункером (материал нагревается до температуры 400-500 °С); зону горения и обжига (температура 600-1200 °С), в которой происходит выделение диоксида углерода из известняка; зону охлаждения монооксида кальция и нагревания воздуха, где температура снижается до 500 °С. Температура стальной рубашки печи не превышает 100 °С, поэтому потери теплоты через стенки составляют всего 20 % (потери теплоты с дымовыми газами 25 %, с несгоревшим коксом 15 %).

**Газогенераторы с вертикально перемещающимся слоем** конструктивно мало отличаются от шахтных печей; существенное отличие - меньшее отношение высоты к диаметру. Основное назначение -

газификация углеродсодержащих твердых топлив для получения горючего газа, состоящего преимущественно из монооксида углерода, водорода и продуктов сухой перегонки. Аппараты аналогичного устройства можно использовать и для других экзотермических реакций, проводимых при атмосферном давлении. Как и в шахтных печах, топливо загружают сверху, золу или шлак удаляют снизу.

В процессе используют воздух или кислород и водяной пар, иногда с добавкой диоксида углерода. Газификации подвергают твердое топливо практически всех видов: каменный и бурый угли, горючие сланцы, древесину, торф, иногда даже отходы сельского хозяйства (например, рисовую шелуху). Полученный горючий газ используют в качестве топлива в металлургии (для выплавки стали в мартеновских печах), в производстве стекла, в двигателях внутреннего сгорания (газогенераторные автомобили, тепловозы, электростанции и другие силовые установки), а также в качестве сырья в химической промышленности (синтез аммиака, метанола, фосгена, производство водорода).

В химической промышленности в основном газифицируют кокс, чтобы газ не содержал примесей в виде продуктов сухой перегонки. До 1950-1955 г. этот процесс использовали в производствах синтетического аммиака и метанола, переведенных впоследствии на углеводородное сырье (природный газ), что позволило резко улучшить технико-экономические показатели. Газификация кокса в этих производствах почти повсеместно была прекращена. В настоящее время в связи с истощением ресурсов и ростом цен на нефть и природный газ необходимо возвращение к твердому сырью с использованием современной аппаратуры и технологии. В частности, возрастает роль газогенераторов.

Газогенератор (рис. 71) имеет вертикальный цилиндрический стальной кожух 2, футерованный изнутри двумя слоями кирпича (внутренний слой — огнеупорный). Топливо загружают сверху через отверстие с герметичным затвором 1. Для механического удаления золы

(шлака) газогенератор снабжен в нижней части вращающейся колосниковой решеткой 3.

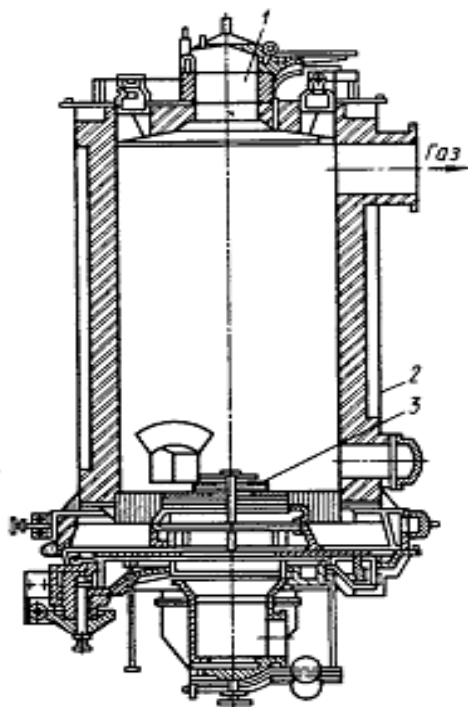


Рис. 71 - Газогенератор для получения водяного газа

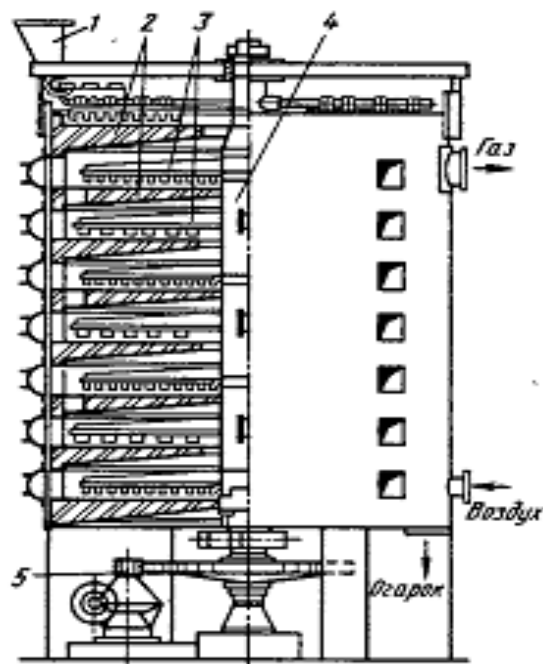


Рис. 72 - Полочная печь для получения колчедана

Аналогично сконструирован газогенератор Лурги, предназначенный для газификации кускового топлива под давлением 1,5-3 МПа. Корпус аппарата имеет двойные стенки, образующие водяную рубашку, и рассчитан на соответствующее давление. Давление воды в рубашке несколько больше, чем внутри газогенератора. Для защиты стенки от коррозии и воздействия высокой температуры шахта газогенератора выложена изнутри огнеупорным кирпичом. Топливо подается сверху через шлюзовое устройство в загрузочную воронку, где подогревается пароводяной рубашкой. Парокислородная смесь подается снизу, причем часть пара поступает из рубашки. Для удаления золы предназначена вращающаяся колосниковая решетка, из-под которой зола периодически выбрасывается через специальный штуцер и шлюз. Газ отводится из верхней части газогенератора. Производительность аппарата при давлении 2 МПа около  $0,9 \text{ т/м}^3 \cdot \text{ч}$ .

**Полочные печи** ранее широко использовали в производстве серной кислоты для обжига пирита (реже - сернистого цинка). Их можно применять для других аналогичных экзотермических реакций. Печь (рис. 72) имеет вертикальный цилиндрический корпус с рядом горизонтальных полок 2, футерованных кирпичом. Полки имеют окна, через которые материал, поступающий на верхнюю полку из бункера 1, пересыпается на полку, расположенную ниже. Материал перемещается по полкам гребками 3 с наклонными лопастями, медленно вращающимися вместе с вертикальным полым валом 4. Вал получает вращение через зубчатую передачу 5. Противотоком к материалу (пириту) поступает воздух (иногда нагретый), дозируемый таким образом, чтобы содержание кислорода в смеси с сернистым газом было достаточно для реакций в последующих фазах производства серной кислоты.

В связи с развитием производства полочные печи были заменены сначала более совершенными печами с псевдоожиженным (кипящим) слоем, а затем - печами для сжигания элементарной серы (в расплавленном состоянии).

**Барабанные вращающиеся печи.** Основной частью такой печи является длинный вращающийся барабан, изготавливаемый обычно из листовой стали. Барабан расположен с некоторым наклоном к горизонтали, снабжен двумя бандажами и приводным зубчатым колесом. Бандажами барабан опирается на роликовые опорно- упорные станции; зубчатое колесо находится в зацеплении с шестерней привода. Частота вращения барабана  $0,5-2,0 \text{ мин}^{-1}$ . Твердый материал, загружаемый через питатель в верхний конец барабана, перемещается к его нижнему концу, где выгружается. Газ движется часто противотоком по отношению к твердому материалу; иногда используют прямоток. По конструкции и движению материала такие печи близки к барабанным сушилкам. Как и в сушилках на торцах барабана расположены уплотнительные устройства, предотвращающие утечку газа из печи в производственное помещение; выходящий (прореагировавший) газ



направляется в устройства для улавливания пыли (циклоны). Так как печи обычно используют для проведения высокотемпературных реакций, в отличие от сушилок, барабан футеруют изнутри огнеупорным кирпичом. При проведении экзотермических реакций (обжиг колчедана) теплота выделяется непосредственно в барабане. Печи для эндотермических реакций (обжиг клинкера) снабжают выносной топкой, работающей на газовом или жидком топливе, откуда в барабан подаются нагретые топочные газы, играющие роль теплоносителя или реагента (прямой обогрев).

Если реакция проходит при невысокой температуре (производство соды), а контакт продукта с топочными газами нежелателен, барабан обогревают снаружи, для чего его помещают внутрь кирпичной кладки (косвенный обогрев). При этом барабан изготавливают из жаропрочной стали с более толстыми стенками и не снабжают футеровкой. Скорость газа в барабане не более 6 м/с (для уменьшения уноса пыли). Коэффициент заполнения барабана твердым материалом близок к 0,1.

На рис. 73 показана барабанная печь для обжига пирита с необходимым оборудованием. Барабан 2 печи опирается бандажми 3 на ролики 8 опорных станций и приводится во вращение через зубчатые колеса 4 и 5. Барабан выполнен с кирпичной футеровкой 7 и несколькими керамическими кольцами 6. Пирит поступает в печь из бункера 1. Печь не имеет топки, так как реакция экзотермична. Для поддержания постоянного состава удаляемых газов, содержащих диоксид серы, и постоянной температуры в зоне реакции воздух, необходимый для горения, вводят порциями в нескольких местах по длине барабана через специальные сопла 9. Для исключения местного перегрева барабан в зоне реакции охлаждают снаружи воздухом. Полученный газ (диоксид серы) очищается от огарковой пыли в циклонах 10.

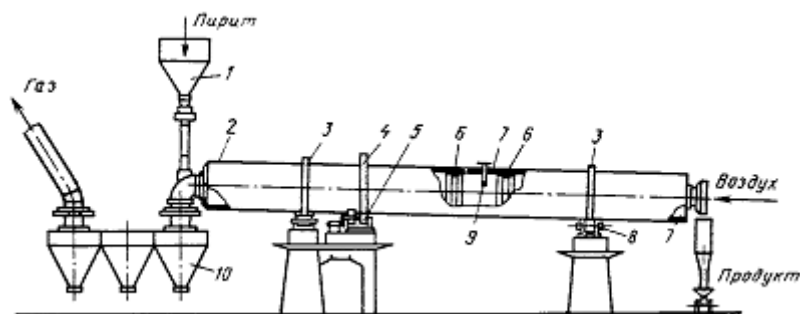


Рис. 73 - Барабанная печь для обжига пирита

Примером печи с косвенным обогревом является печь (рис. 74), в котором бикарбонат натрия при нагревании

превращается в карбонат. Барабан 1 помещен внутри кирпичной кладки и обогревается снаружи топочными газами, получаемыми в топке 3 сжиганием твердого топлива. Последнее поступает из бункера 2 на подвижную цепную колосниковую решетку 4. Для защиты от высокой температуры пламени печь почти на половину длины экранирована. Подобные печи применяют также в производстве минеральных пигментов (литопона, диоксида титана и др.).

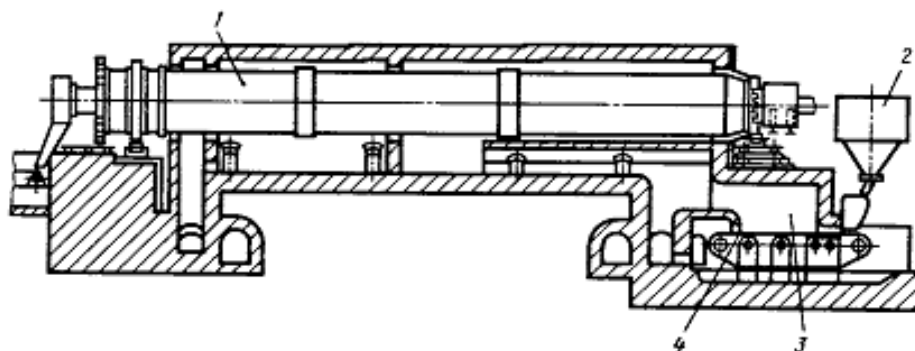


Рис. 74 - Барабанная печь для кальцинирования соды

Барабанные печи — тяжелая и дорогостоящая аппаратура. Диаметр барабана обычно 1,8-3,5 м, длина до 100 м, отношение длины к диаметру 20-30. В производстве цемента применяют печи длиной до 230 м, диаметром до 7 м. Большие размеры и вес печи требуют строгого расчета ее элементов (барабана, бандажей, опорно-упорных станций, привода) на механическую прочность. Толщину стенки барабана рассчитывают с учетом прочности, повышенной температуры и массы футеровки; иногда толщина достигает нескольких сантиметров.

Недостатки барабанных печей — длительность установления рабочего режима, малый коэффициент заполнения, а также сложность и высокая стоимость ремонта. Тем не менее они широко распространены в промышленности, так как обеспечивают достаточно хороший контакт между газом и твердым веществом; кроме того, необходимая для реакции теплота в них может быть передана непосредственно от газа к материалу, что экономически выгодно. Несмотря на громоздкость печей, герметизация, монтаж и обслуживание сравнительно просты. Производительность и режим работы (частота вращения, угол наклона к горизонтали) зависят от свойств перерабатываемого материала, времени его пребывания в печи, температуры и количества теплоты, необходимых для проведения реакции, а также расхода и температуры горючих газов.

**Реакторы с псевдооживленным слоем.** Если под слой мелкозернистого твердого материала, находящегося на решетке, подавать воздух или другой газ, то при малой скорости газ фильтруется через неподвижный слой материала. При увеличении скорости газа объем слоя увеличивается, его частицы приходят во взвешенное состояние и совершают интенсивное хаотическое движение. Такой слой обладает текучестью, хорошо перемешивается и по виду напоминает кипящую жидкость; поэтому он назван псевдооживленным или кипящим.

Псевдооживленный слой позволяет проводить реакции между газами и твердыми веществами в интенсивном режиме с хорошим выходом целевого продукта. Мелкозернистость слоя обеспечивает развитую поверхность контакта между газом и твердым веществом, что весьма существенно, так как реакция протекает в основном на поверхности твердых частиц. Интенсивное перемешивание слоя обеспечивает постоянство концентраций и температуры по объему и позволяет проводить реакцию при оптимальных условиях.

Реакторы с псевдооживленным слоем по своим характеристикам близки к аппаратам идеального смешения и обладают их недостатками.

Основной из них - снижение скорости реакции вследствие разбавления реагирующих веществ продуктами реакции - устраняют секционированием аппарата перегородками с использованием противотока между секциями. Концентрация твердого реагента в кипящем слое меньше, чем в неподвижном (плотном). При проектировании и эксплуатации приходится учитывать истирание стенок аппарата твердыми частицами, измельчение их при трении одна о другую и унос твердых частиц в виде пыли с отходящим газом, что требует установки пылеочистного оборудования. По устройству такие реакторы очень близки к сушилкам с кипящим слоем.

Первая крупная промышленная установка с использованием псевдоожиженного слоя (рис. 75) создана Ф. Винклером для газификации измельченного угля. Измельченное топливо из бункера 1 шнековым конвейером 4 подается в нижнюю часть газогенератора 2, где происходит газификация топлива в псевдоожиженном состоянии. Зола удаляется снизу шнеком 3, а газ отводится через верхний штуцер.

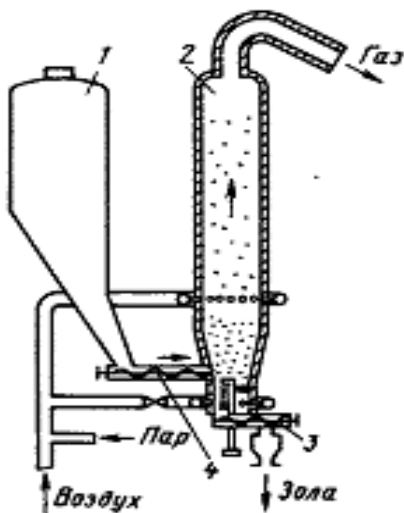


Рис. 75 - Схема газогенератора  
Винклера

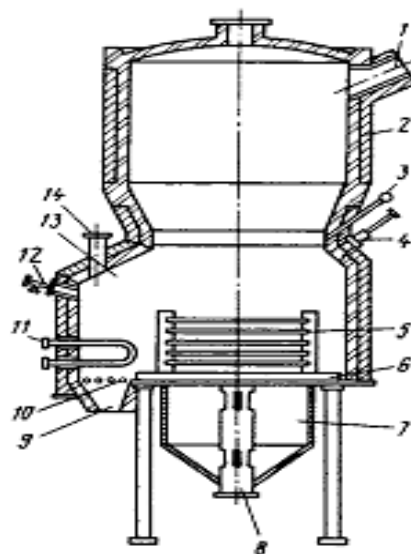


Рис. 76 - Печь КС для обжига  
пирита

Первый газогенератор высотой 13 м, площадью поперечного сечения 12 м<sup>2</sup> создан в 1926 г. Газогенератор имеет значительный объем, необходимый для подачи вторичного кислорода в область над слоем. В

результате повышается температура и разлагается выделившийся метан. Аппарат работает при давлении, близком к атмосферному; несмотря на это по производительности  $1,7 \text{ т}/(\text{м}^2 \cdot \text{ч})$  он почти вдвое превосходит газогенератор Лурги. Недостатки газогенератора Винклера - потребление большого количества кислорода и значительные (более 20 %) потери углерода вследствие уноса. В связи с переходом промышленности на углеводородное сырье необходимость в газогенераторах отпала. В будущем, возможно, их вновь будут использовать. По современным данным, газогенераторы Винклера и Лурги имеют близкие технико-экономические показатели.

Другой пример экзотермической реакции, проводимой в псевдоожиженном слое, - обжиг колчедана (пирита) в производстве серной кислоты. Печь КС (с кипящим слоем) для этого процесса показана на рис. 76. Стальной корпус 2 печи футерован изнутри шамотным кирпичом или жароупорным бетоном. Печь имеет загрузочную камеру 13 (форкамеру), снабженную провальной решеткой. Применение форкамеры предохраняет подовую решетку 6 основной части печи от забивания крупными кусками колчедана, кусками спекшегося огарка и позволяет расположить вертикально спускную трубу от тарельчатого питателя во избежание забивания ее колчеданом, поступающим в форкамеру через штуцер 14.

Под печи состоит из беспровальной решетки 6 (90 % площади), частично заходящей в форкамеру, и провальной колосниковой решетки 10, расположенной в форкамере под местом загрузки колчедана. Под провальной решеткой расположен бункер 9 для огарка. Воздух подается в камеру 7 под беспровальной решеткой через штуцер 8; штуцер 1 верхней части печи предназначен для отвода газа. Предусмотрен ввод вторичного воздуха над кипящим слоем из коллектора 3.

Во избежание спекания частиц температура в зоне реакции не должна превышать  $1000^\circ\text{C}$ . Для отвода теплоты и поддержания температуры в зоне кипящего слоя расположены охлаждающие элементы 5 и 11 - змеевики для

подогрева воды или секции труб парового котла. Для зажигания колчедана при пуске печи установлены газовые горелки или мазутные форсунки 4 и 12.

Благодаря высокой скорости процесса горения и интенсивному перемешиванию в псевдоожиженном слое практически находится не колчедан, а огарок. Содержание серы в огарке в различных точках кипящего слоя примерно одинаково (идеальное смешение). Количество пыли, уносимой из печи, достигает 90 % всего огарка; поэтому после котла-утилизатора газ проходит один или два циклона для отделения основной массы пыли, а затем очищается в электрофильтрах.

Примером секционированного противоточного реактора является печь для обжига известняка в псевдоожиженном слое фирмы «Нью Ингленд Лайм Компани» (США) (рис. 77). Реактор 3 имеет стальной цилиндрический корпус, футерованный изнутри огнеупорным материалом и разделенный горизонтальными перегородками на несколько секций. В перегородках выполнены отверстия для прохода газов и сливные щели, через которые движется известняк. Топливо подается насосом 6 во вторую секцию и сжигается, создавая температуру 870-950 °С, достаточную для обжига. Продукт (оксид кальция) охлаждается воздухом до температуры 350 °С и удаляется шнековым конвейером 8. Известняк в раздробленном виде (куски размером 0,25-3,5 мм) из бункера 1 поднимается элеватором 2 и вводится в реактор сверху. Воздух подается вентилятором 7. Мелкие частицы известняка, уносимые газом, отделяются в циклоне 4 с пылесборником 5. Секционирование позволяет лучше использовать топливо и получить известь высокого качества. Реакторы с ретортами, обогреваемыми снаружи, с периодической загрузкой твердых реагентов используют в малотоннажных производствах. В реакторе для получения сероуглерода (рис. 78) пары серы при температуре 900-1000 °С реагируют с древесным углем.

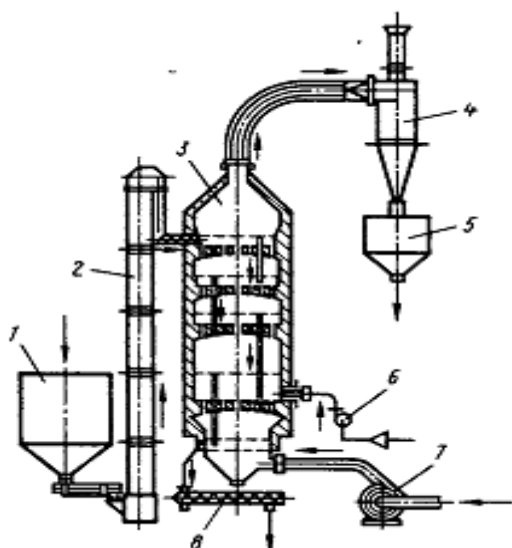


Рис. 77 - Реактор со взвешенным слоем для обжига известняка

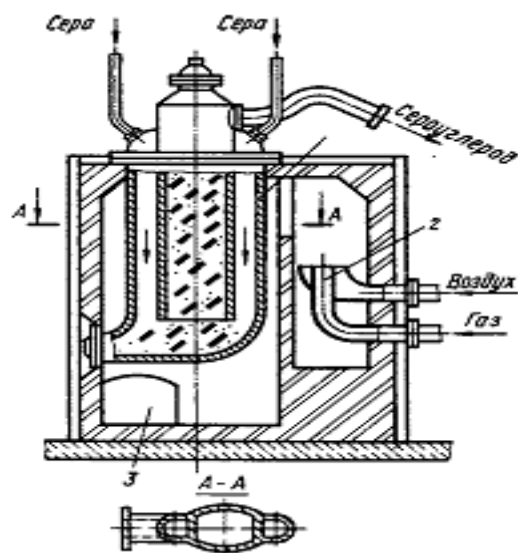


Рис. 78 - Реактор для производства сероуглерода

Реторта 1 реактора имеет эллиптическое сечение, защищена от коррозионного действия паров серы огнеупорной кладкой и нагревается снаружи топочными газами от газовой горелки 2 до температуры 850 °С. Отработанные газы поступают в дымоход 3. Расплавленную серу вводят через трубопровод в реторту, где сера испаряется при контакте с нагретыми стенками. Поднимаясь через слой угля, пары серы реагируют с ним. Сероуглерод, образующийся при реакции, отводится из верхней части реактора.

### Аппараты для проведения газовых реакций на твердом катализаторе

Газовые реакции на твердом катализаторе распространены в химической промышленности. В частности, производство азотных удобрений было бы невозможным без каталитических реакций конверсии метана и монооксида углерода, синтеза аммиака и окисления его до монооксида азота. Серную кислоту, необходимую для производства фосфорных удобрений, в настоящее время получают почти исключительно контактным способом, основанным на каталитическом окислении сернистого ангидрида в серный. Примеры таких процессов в

нефтехимических и органических производствах - каталитический крекинг и риформинг нефтепродуктов, а также синтез метанола и других спиртов и углеводов. Реакторы для таких процессов обычно называют контактными аппаратами или колоннами синтеза.

В большинстве случаев используют несколько неподвижных слоев катализатора в виде гранул или таблеток, расположенных на решетках (полках). Применяют также реакторы с движущимся зернистым катализатором, образующим псевдоожиженный (кипящий) слой, или пересыпающимся сверху вниз в зоне реакции. Окисление аммиака и некоторые другие процессы проводят на катализаторе в виде нескольких слоев проволоочной сетки, изготовленной из платины с активирующими добавками (родий, иридий).

За исключением некоторых реакций, проводимых при малых концентрациях реагирующих веществ (очистка метана от серы), большей частью реакции протекают со значительным тепловым эффектом. Для поддержания необходимого температурного режима в реакторе необходим отвод теплоты. Этого достигают подачей холодного газа или распыленной воды в поток реагента между слоями катализатора или применением теплообменных устройств. Часто встроенные поверхностные теплообменники располагают в корпусе реактора между слоями катализатора. При большом тепловом эффекте (в крупных реакторах) более удобны выносные теплообменники. В этом случае реактор разделен на секции ложными днищами и снабжен штуцерами для соединения с теплообменниками.

Наилучший (наиболее равномерный) температурный режим достигается, когда теплообменные элементы помещены непосредственно в слой катализатора. Используют прямые, U-образные или более удобные для конструктивной компоновки двойные трубки (трубки Фильда), внутри которых протекает теплоноситель (холодный газ). В других, более редких,



случаях катализатор помещают внутрь труб, омываемых теплоносителем снаружи.

Конструкции корпуса и других элементов реактора существенно зависят от давления, при котором протекает реакция. Реакторы низкого давления (контактные аппараты, конвертеры) имеют обычно сравнительно тонкостенный сварной цилиндрический корпус, непосредственно к которому крепят решетчатые полки с катализатором. Штуцера для подвода и отвода реагентов обычно приварены к боковой стенке корпуса. В качестве корпусов реакторов высокого давления (10-100 МПа) применяют цельнокованные, ковано-сварные или многослойные сварные цилиндрические толстостенные сосуды (из стали 22Х3М), закрытые массивными плоскими крышками. Реагенты подводят и отводят через крышки; боковые штуцера применяют редко. Для герметизации соединения корпуса и крышки в последнее время используют преимущественно двухконусный самоуплотняющийся затвор. Такие реакторы применяют в основном для синтеза аммиака и метанола (колонны синтеза). Реакция происходит в катализаторной коробке (насадке колонны), закрепленной с зазором относительно корпуса. В зазоре циркулирует холодный синтез-газ, охлаждающий корпус и стенку катализаторной коробки и этим защищающий их от перегрева и соответствующей потери прочности материала стенки, а также от температурных напряжений. Создание крупных колонн синтеза и агрегатов большой единичной мощности обусловлено развитием сварочной техники, в частности электрошлаковой сварки, позволяющей сваривать толстые детали.

**Реакторы низкого давления.** Примером высокотемпературного реактора, работающего при давлении, близком к атмосферному (абсолютное давление 0,17 МПа), может служить конвертер метана (рис. 79). В нем при температуре 850-1100 °С протекает реакция метана с кислородом и водяным паром для получения водорода и монооксида углерода. Цилиндро-конический тонкостенный сварной корпус 1 реактора

двухслойный: наружный слой - из углеродистой стали Ст.3, внутренний - из коррозионно-стойкой стали 12Х18Н10Т.

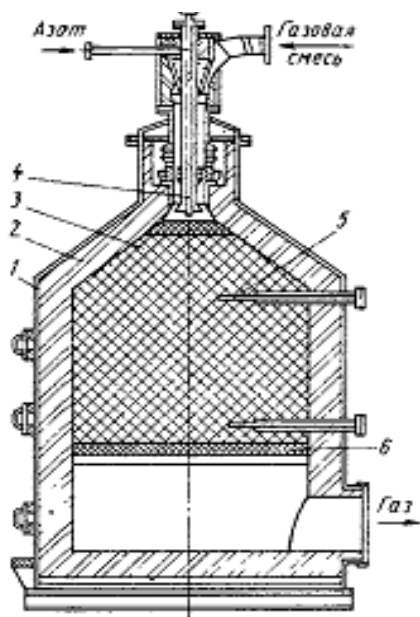


Рис. 79 - Конвертер метана

При более низкой температуре и абсолютном давлении 0,13 МПа проводят конверсию монооксида углерода водяным паром в реакторе с радиальным потоком газа (рис. 80). Процесс происходит в две ступени в коробках 2 и 4 с катализатором, выполненных в виде коаксиальных перфорированных цилиндров из жаропрочной стали, обтянутых сеткой и расположенных с зазором относительно корпуса 1.

В зону реакции газ поступает из внутреннего решетчатого цилиндра в кольцевое пространство, заполненное катализатором, движется в радиальном направлении в зоне реакции и

Изнутри корпус покрыт футеровкой 2 (послойно - шамотный кирпич, легковесный шамот, диатомовый кирпич и диатомовая крошка); толщина футеровки 500 мм. Слой катализатора 3 с подслоем 6 из дробленого шамотного кирпича опирается на своδοобразную кирпичную кладку со щелями для прохода газа, играющую роль опорной решетки. Для контроля температуры в

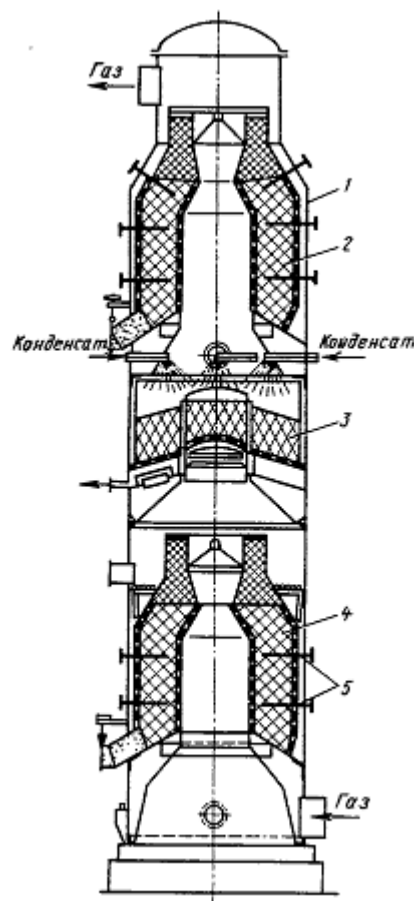


Рис. 80 - Радиальный конвертер монооксида углерода

отводится по зазору между наружной стенкой коробки и корпусом реактора. Между ступенями конверсии теплота отводится за счет испарения очищенной воды (конденсата), которая подается семью форсунками в испаритель 3 из слоя колец Рашига, помещенных на решетку. Корпус конвертера снабжен карманами-трубками 5 для термопар и наружной теплоизоляцией толщиной 160-250 мм. Реакторы с радиальным потоком газа имеют меньшее гидравлическое сопротивление, чем реакторы с осевым

потоком газа.

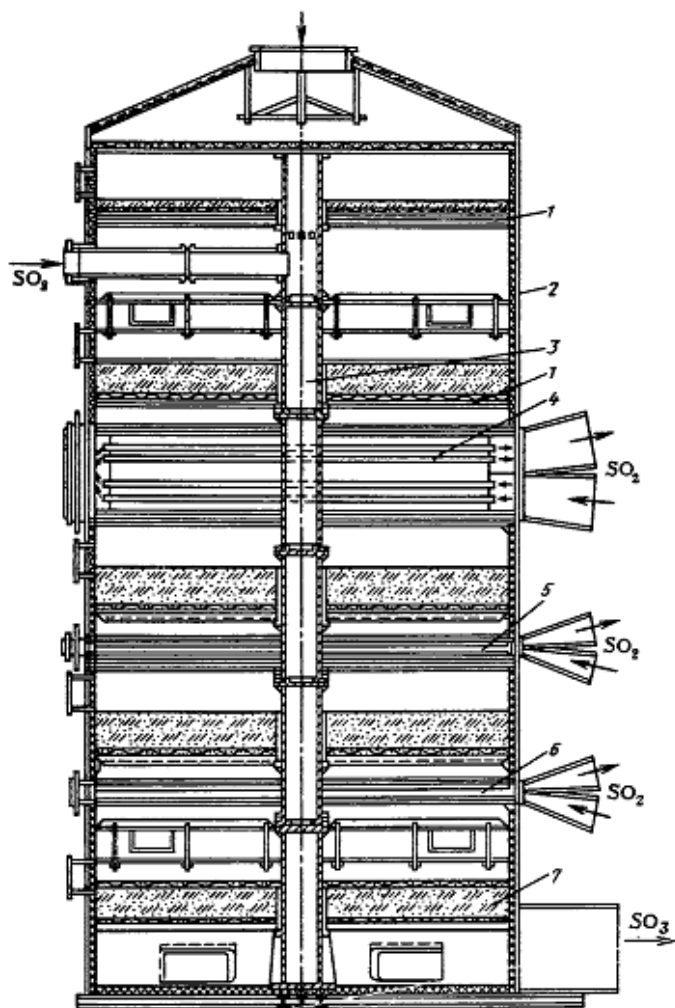


Рис. 81 - Контактный аппарат для получения серного ангидрида

Пример реактора с встроенными т/о между зонами реакции (слоями катализатора) - пятиполочный контактный аппарат для окисления сернистого ангидрида в серный (рис. 81). Аппарат имеет стальной цилиндрический корпус 2, в центре которого расположена опорная стойка 3, собранная из чугунных труб с фланцами. Внутренний диаметр аппарата 8,5 м, общая высота 19,6 м. Пять слоев катализатора (контактной массы) 7 помещены на

решетках 1, опирающихся на корпус и опорную трубу. Для охлаждения газа после первого слоя вводится холодный сернистый газ; между последующими слоями катализатора вмонтированы трубчатые

теплообменные элементы 4, 5 и 6 из прямых горизонтальных труб, которые при необходимости можно очищать и ремонтировать без выгрузки катализатора. Производительность реактора 540 т серной кислоты в сутки. Более крупные аппараты (1000 т/сут) снабжают выносными теплообменниками; при этом конструкция аппаратов проще.

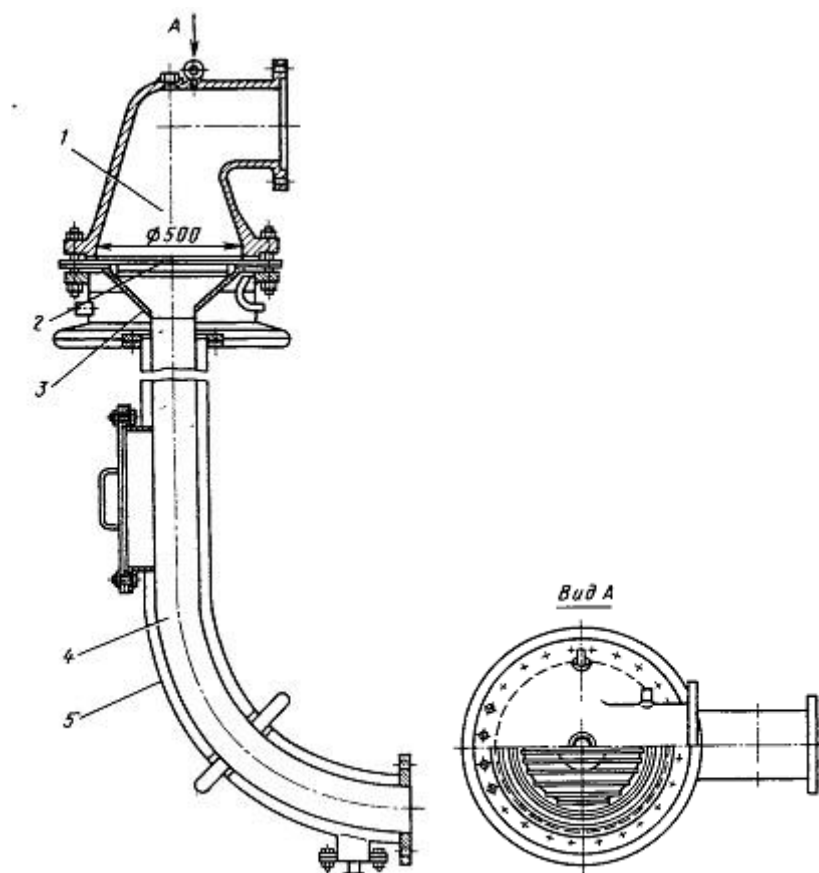


Рис. 82 - Контактный аппарат для окисления аммиака, работающий под давлением 0,8 МПа

двух полых усеченных конусов 1 и 3, снабженных фланцами и соединенных большими основаниями. В расширенной части корпуса закреплен пакет 2 из 16 платиновых сеток, опирающихся на решетку из нихромовой проволоки. Малые основания конусов снабжены штуцерами для подвода и отвода реагирующих газов. Нижняя часть корпуса и отводная труба 4 имеют рубашку 5, в которой циркулирует охлаждающая вода для защиты материала стенок от перегрева и потери прочности. Более сложны по устройству контактные аппараты, совмещенные с фильтром и котлом-утилизатором.

Реакторы с катализатором в виде нескольких слоев платиновой сетки применяют для окисления аммиака в монооксид азота. Такой реактор (контактный аппарат), работающий под давлением 0,8 МПа при температуре 850-900 °С, показан на рис. 82. Корпус аппарата состоит из

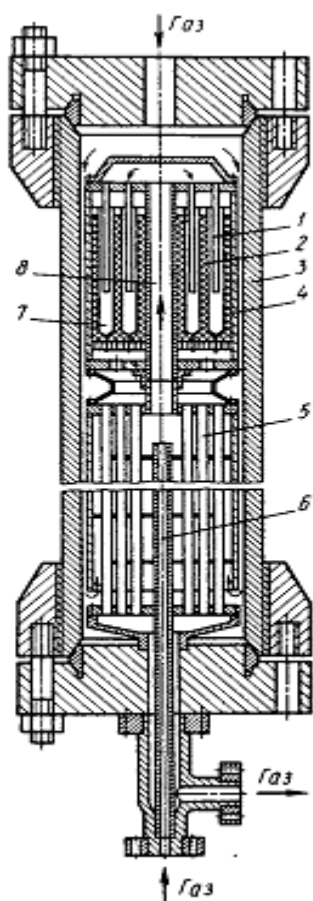


Рис. 83 - Колонна синтеза аммиака с двойными противоточными трубками

прореагировавшим газом. Нагретый газ через центральную трубу 8 поступает в верхнюю полость катализаторной коробки, проходит внутренние 1 и затем наружные 7 трубки, слой катализатора 2 и трубки теплообменника 5 и выходит из колонны снизу. Для пуска колонны в центральной трубе 8 установлен электроподогреватель. Температуру регулируют подачей холодного (байпасного) газа снизу по трубе 6 в верхнюю часть теплообменника, где он смешивается с нагретым основным газом.

Преимущества реактора - температурный режим, близкий к оптимальному, высокая устойчивость работы, надежность конструкции, удобство монтажа насадки. Недостатки - высокое гидравлическое

### Реакторы высокого давления.

Как отмечено, такие реакторы (колонны синтеза) имеют толстостенный цилиндрический корпус, закрытый плоскими крышками и охлаждаемый изнутри холодным газом. Внутри с зазором относительно корпуса помещена «насадка», состоящая из предварительного теплообменника и катализаторной коробки. Наилучший тепловой режим обеспечивается при установке теплообменных элементов непосредственно в слое катализатора. Колонна синтеза с двойными трубками Фильда показана на рис. 83. Газ поступает в аппарат сверху, проходит кольцевой зазор между корпусом колонны 3 и кожухом насадки 4, затем межтрубное пространство теплообменника 5, где нагревается

сопротивление и необходимость извлечения насадки из корпуса для замены отработавшего катализатора.

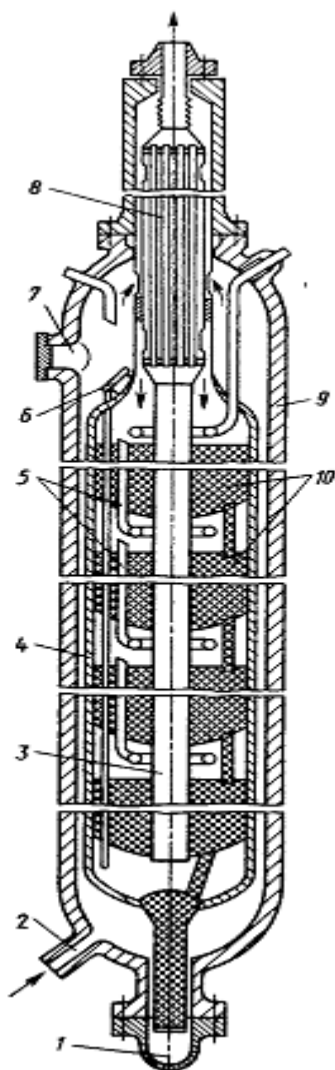


Рис. 84 - Колонна  
синтеза аммиака с  
производительностью  
1360 т/сут

Современная тенденция состоит в создании наиболее экономичных агрегатов высокой единичной мощности с крупногабаритными колоннами синтеза. При этом извлечение насадки из корпуса для замены катализатора практически невозможно. Кроме того, при большом диаметре крышки затруднена герметизация корпуса. В связи с этим корпуса крупных колонн изготавливают ковано-сварными с суженными горловинами для уменьшения диаметра уплотнения, а насадку конструируют с расчетом на загрузку и выгрузку катализатора без ее извлечения из корпуса. Этим условиям удовлетворяют давно применяемые аппараты - полочные колонны. Здесь используют несколько адиабатических слоев катализатора, между которыми для регулирования температуры подают холодный байпасный газ. В четырехполочной колонне агрегата синтеза аммиака производительностью 1360 т/сут (рис. 84) основной поток газа поступает в колонну снизу через штуцер 2,

проходит по кольцевой щели между корпусом 9 колонны и кожухом 4 насадки и поступает в межтрубное пространство теплообменника 8. Здесь синтез-газ нагревается до температуры 400-430°C теплотой прореагировавшего газа, выходящего из катализаторной коробки, и затем последовательно проходит четыре полки 10 катализатора, между которыми по трубам 5 подается холодный байпасный газ. Пройдя четвертый слой,

продукты реакции при температуре 500-520 °С поднимаются по центральной трубе 3, проходят по трубкам теплообменника 8, охлаждаясь при этом до 320-350 °С, и выходят из колонны сверху. Теплообменник расположен в верхней суженной части корпуса. Катализатор загружают в колонну через люки 7 и 6, отработанный катализатор выгружают через люк 1. Внутренний диаметр колонны 2400 мм, высота 32 м, толщина стенки корпуса 250 мм, рабочее давление 31,5 МПа.

Основные недостатки полочных колонн - несовершенный температурный режим в адиабатических слоях катализатора и разбавление прореагировавшего газа холодным байпасным газом с низким содержанием аммиака (3-4 %), что снижает эффективность аппарата. В связи с этим степень превращения азотоводородной смеси в аммиак в таких колоннах невысока. Кроме того, аксиальные полочные насадки обладают сравнительно высоким гидравлическим сопротивлением; поэтому используют крупнозернистый катализатор, что, в свою очередь, снижает производительность колонн синтеза. В последние годы получили распространение колонны с радиальным потоком газа через слои катализатора, что позволяет уменьшить гидравлическое сопротивление и использовать более эффективный мелкозернистый катализатор.

**Реакторы с псевдоожиженным катализатором.** Каталитические реакции в газовой или паровой фазе часто целесообразно проводить в псевдоожиженном слое твердого зернистого катализатора. В этом случае обеспечивают хорошее перемешивание реакционной смеси и постоянство температуры, определяющие хороший выход целевого продукта. Это особенно важно, когда реакцию проводят в узком интервале температур (получение фталевого ангидрида). Процессы, в которых катализатор быстро теряет активность и требует регенерации, практически неосуществимы в реакторах с неподвижным слоем. Псевдоожиженный слой в сочетании с пневмотранспортом позволяет проводить такие процессы в агрегате, состоящем из реактора и регенератора, с непрерывно циркулирующим

катализатором. Такие агрегаты широко используют в нефтеперерабатывающей промышленности для процессов каталитического крекинга и риформинга углеводородов. Оба процесса сопровождаются отложением кокса на поверхности зерен катализатора и поглощением теплоты. Из реактора катализатор пневмотранспортом перемещается в регенератор, где кокс сгорает с выделением теплоты. Горячий восстановленный катализатор возвращается в реактор, перенося теплоту из генератора.

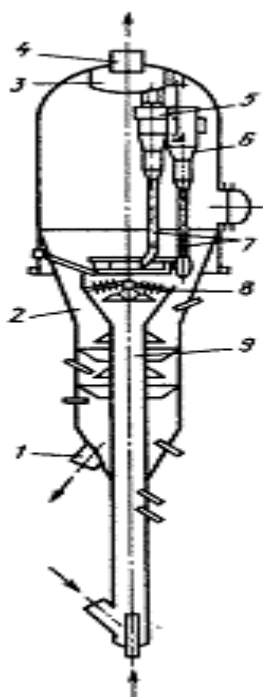


Рис. 85 - Реактор крекинга с пылевидным катализатором

Реактор каталитического крекинга (рис. 85) с псевдоожиженным слоем пылевидного катализатора имеет форму ступенчатого цилиндра с коническими переходами. В средней части корпуса 2 размещена распределительная решетка 8, через которую из трубы 9 в рабочую зону аппарата поступает смесь паров сырья с катализатором. В зоне над решеткой, занятой кипящим слоем, реакция протекает при температуре 500 °С. Продукты реакции с частицами катализатора поступают в верхнюю часть, где расположены циклонные элементы 5 и 6, образующие двухступенчатый батарейный циклон. Здесь пары углеводородов отделяются от катализатора, собираются в верхней цилиндрической камере 3 и отводятся из реактора через штуцер 4. Отсепарированный пылевидный катализатор из бункеров циклонов по спускным трубам (стоякам) 7 возвращается в кипящий слой. Отработанный катализатор (частицы, «обросшие» слоем кокса) перемещается вниз между распределительной решеткой 8 и стенкой корпуса 2. Затем он поступает в нижнюю суженную цилиндрическую часть реактора, где из него выделяются углеводороды. После этого катализатор



через нижний штуцер 1 реактора по трубе подается в распределительное устройство регенератора.

Корпус аппарата изготовлен из углеродистой стали (толщиной 18 мм), внутренние устройства - из легированной стали. Внутренняя изоляция корпуса состоит из трех слоев: торкретбетона, шлаковаты и легковесного огнеупорного кирпича. Изоляция облицована изнутри листовой легированной сталью (толщиной 6 мм).

В аппаратах с кипящим слоем проводят и другие каталитические реакции - окисление этилена на серебряном катализаторе, получение алкилхлоридов на медном катализаторе, получение винилацетата. Вследствие истощения запасов углеводородного сырья перспективен синтез бензина из водорода и монооксида углерода (синтез Фишера-Тропша), также успешно осуществляемый в аппарате с псевдоожиженным слоем. Существуют также подобные реакторы для окисления  $\text{SO}_2$  в  $\text{SO}_3$  [11,12,14,15].

### **Перспективная реакционная техника**

Трубчатые контактные аппараты широко применяют на заводах химической, нефтехимической и нефтеперерабатывающей промышленности. Новый контактный трубчатый реактор с пневмотранспортной циркуляцией сыпучего материала можно рассматривать как перспективный.

Реактор (рис. 86) снабжен сепарационным 1 и дозирующим 3 бункерами. Одна или несколько пневмотранспортных труб 6 соединяют верхний бункер с нижним. На нижнем конце каждой трубы выполнены по четыре газоподающих отверстия. Для перетока сыпучего материала из верхнего бункера в псевдоожиженный слой (в бункере 3) аппарат снабжен трубой 2 с регулятором расхода. Газ подается в нижний бункер аппарата через газораспределительную решетку 4 и создает в нем псевдоожиженный слой сыпучего материала. Большая часть газа, пройдя слой, образует

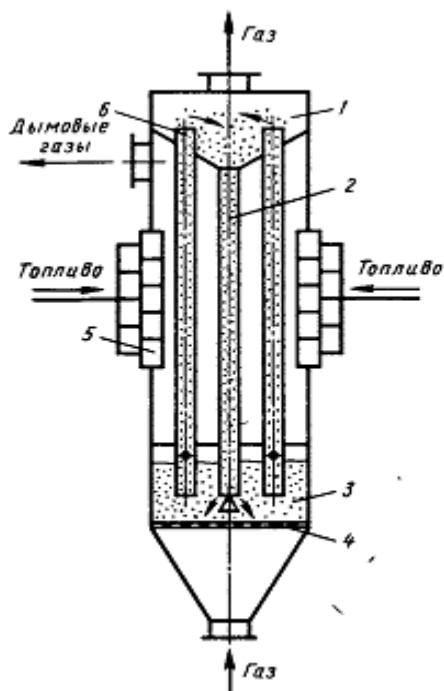


Рис. 86 - Контактный трубчатый реактор с пневмотранспортной циркуляцией сыпучего материала

подушку под крышкой нижнего бункера и устремляется в газоподающие отверстия пневмотранспортных труб. При поршневом режиме сыпучий материал достигает газоподающих отверстий и, подхваченный газом, направляется в сепарационный бункер. Газ удаляется из аппарата, а твердый материал возвращается сплошным потоком в нижний бункер по трубе 2. Расход сыпучего материала в циркуляционном контуре регулируют изменением диаметра газоподающих отверстий. Для обеспечения необходимой температуры в пневмотранспортных трубах в межтрубном пространстве установлены панельные, газовые горелки 5. Аппарат применен для пиролиза этана. Выход

этилена был в 1,8-2,0 раза выше, чем в трубчатом реакторе.

Теоретические и экспериментальные исследования плазмы определили возможности промышленного использования новой области технологии - плазмохимической технологии.

При температуре выше 9700 °С атомы находятся в состоянии плазмы. Но в состоянии плазмы могут быть и вещества, температура атомов и молекул которых ниже 830 °С, если их поместить, например, в сильные электрические или магнитные поля. Таким образом, для получения плазменного состояния необходимы специальные установки.

В научно-технической литературе используют термины: «высокотемпературная и низкотемпературная», «равновесная и неравновесная», «горячая и холодная» плазмы. К низкотемпературной (холодной) относят плазму с температурой ионных частиц  $10^3$ - $10^4$  °С, а к

высокотемпературной — плазму с температурой частиц выше  $10^5$  °С. Термин «горячая» плазма аналогичен термину «высокотемпературная» плазма.

Каковы же достижимые в настоящее время параметры плазмы? Генераторы плазмы позволяют получать плазму практически любых газов при давлении от нескольких Паскалей до десятков мегапаскалей. Температуру газа можно менять от близких к абсолютному нулю до десятков тысяч градусов при числе заряженных частиц  $10^7$ — $10^{17}$  в  $1\text{ см}^3$ . Скорости плазменных струй можно изменять в широких пределах - от близких к нулю до нескольких километров в секунду.

Несмотря на необычные, экстремальные условия плазму уже в настоящее время широко применяют в научных исследованиях и технике. Благодаря возможности получения высоких скоростей газового потока возникает возможность реализации высокоскоростных высокотемпературных химических реакций.

В плазменном состоянии вещества получают в специальных устройствах - генераторах плазмы. Наиболее широко применяют электродуговые плазмотроны постоянного и переменного тока промышленной частоты. Такой генератор плазмы (рис. 87, а) содержит электроды 1, разрядную камеру 3 и узел подачи газа. Газ проходит через дугу в, горящую между катодом и анодом, и истекает в виде плазменной струи через отверстие в аноде-сопле. Стабилизацию дугового столба в пространстве обеспечивают конструкцией стенок камеры 3 и сопла или подачей газа тангенциально к этим стенкам (вихревой подачей газа). Длина дуги зависит от скорости газа и шунтирования в сопле анода в плазмотронах с самоустанавливающейся длиной дуги. В плазмотронах другого типа длину дуги фиксируют либо применением секционированного электрода и подключением к источнику питания только его определенной секции (рис. 87, б), либо использованием резко расширяющегося сопла. За

ним образуется застойная вихревая зона, где и происходит шунтирование дуги.

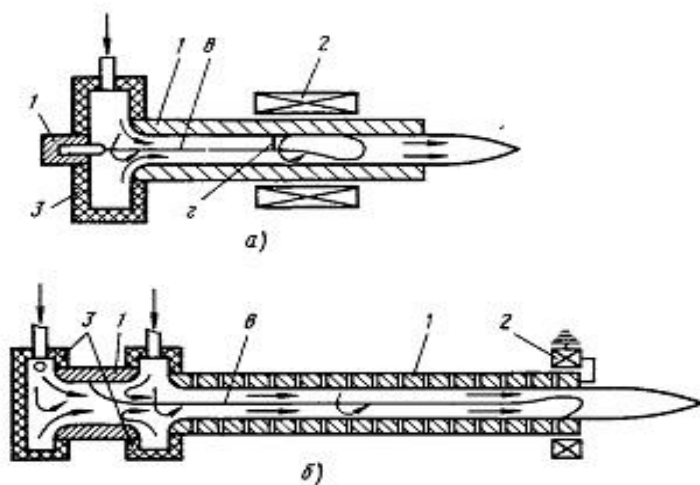


Рис. 87 - Схемы электродуговых плазмотронов с самоустанавливающейся (а) и регулируемой (б) длиной дуги: 1 - электроды; 2 - катушки электромагнитов; 3 - разрядные камеры; в - дуга; г - канал шунтирующего пробоя

высокочастотные индукционные (ВЧ-И), емкостные (ВЧ-Е) и сверхвысокочастотные (СВЧ) плазмотроны.

По принципиальной схеме плазмохимический процесс не отличается от любого традиционного химико-технологического процесса. Однако часто некоторые стадии процесса плазмохимии совпадают в пространстве и во времени, так как либо вся реакционная смесь, либо один из ее компонентов находится в плазменном состоянии. Отсюда следует, что полная технологическая схема плазмохимического процесса содержит стадии генерации плазмы, плазмохимических превращений, закалки. Эти процессы проводят в плазмохимических агрегатах, включающих плазмотроны и реакторы.

Обычно в плазмохимический реактор потоки сырья и плазмы вводят отдельно. В связи с этим прежде всего необходимо смешать плазму с

В качестве плазмообразующего газа используют аргон, азот, кислород, воздух, водяной пар, аммиак, природный газ, моно- и диоксид углерода, галогены. Плазма дуговых плазмотронов практически всегда в той или иной мере загрязнена материалами эрозии электродов. Если это недопустимо, используют безэлектродные

сырьем так, чтобы их молекулы непосредственно контактировали, т.е. осуществить контакт на молекулярном - уровне, и затем реализовать сам процесс реакции. Таким образом, плазмохимический реактор для газофазных процессов состоит из двух элементов - смесителя и реактора.

В настоящее время для проведения газофазных плазмохимических процессов наиболее широко применяют реакторы струйного типа. В зависимости от способа перемешивания плазменного потока со струями сырья их подразделяют на прямоточные и со встречными струями. Используют также комбинированные реакторы, в которых часть сырья подается по схеме прямотока, остальная часть - по схеме встречных струй. Сырье в реакторы этого типа вводят спутно-вихревыми или встречно-вихревыми потоками.

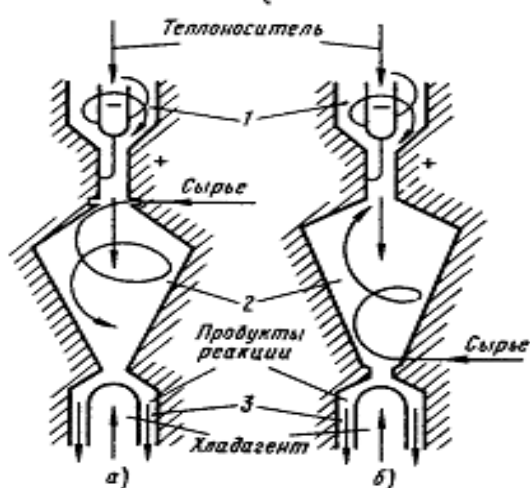


Рис. 88 - Схемы плазмохимических реакторов спутно-вихревого (а) и встречно-вихревого (б) типа: 1 - плазмотрон; 2 - реакционная камера; 3 - закалочная камера для обработки дисперсных материалов

жидком состоянии или в виде твердых частиц в газовом потоке.

Гетерофазные плазмохимические процессы часто проводят в реакторах с псевдооживленным плазмой слоем, в которых резко

В реакторах со спутно-вихревой и встречно-вихревой подачей (рис. 88) сырье подается тангенциально по отношению к плазменной струе. Внутренняя часть реактора может быть конической формы, что улучшает процесс смешения. В таком реакторе легче удаляется конденсированная фаза и уменьшается ее осаждение на охлаждаемой внутренней поверхности его стенок. Реакторы со встречными струями чаще используют, когда сырье подается в плазменную струю в капельно-

увеличивается время контакта частиц с плазмой (рис. 89). Реактор состоит из конического корпуса 1, в верхней части которого находится устройство 3 для подачи твердой фазы. В нижней части реактора установлен электродуговой плазмотрон 4. Плазменная струя через сопло 6 вводится в нижнюю часть реактора. Газообразные продукты процесса подогревают подаваемый порошок и, пройдя через сепаратор 2, выводятся из реактора. Остальные продукты реакции стекают по стенкам реактора и сопла в бункер 5.

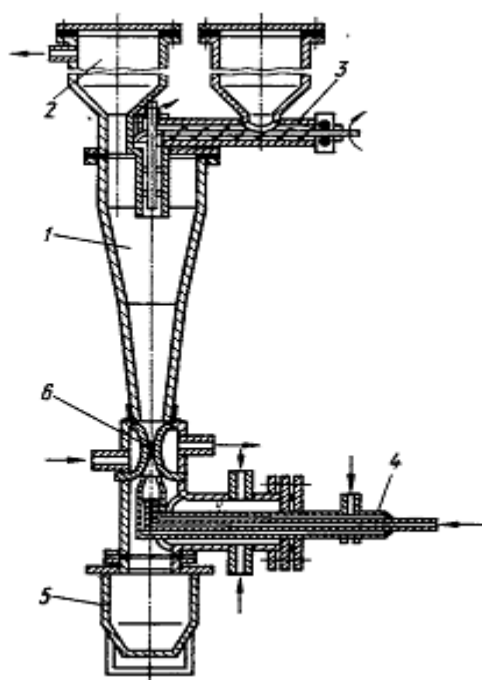


Рис. 89 - Плазмохимический реактор для дисперсных материалов в псевдоожиженном слое

В очень важной высокотемпературной части реактора, в зоне ввода в него плазменной струи, температурное поле очень неоднородно - это недостаток реактора. На выходе из плазмохимического реактора прореагировавшая смесь содержит те или иные целевые продукты химического процесса. Для прекращения реакции применяют операцию закалки.

Наиболее распространенный способ закалки - охлаждение в теплообменниках. Этот способ применяют для охлаждения газов с температурой до 3700 °С. Широко используют также метод закалки продуктов плазмохимического процесса струями жидкости (воды или реагента) или газа. Например, закалка продуктов плазмохимического пиролиза углеводородов углеводородами повышает выход целевых продуктов, позволяет более гибко регулировать их состав и уменьшает удельные затраты электроэнергии.

Сфера применения плазмохимических процессов постоянно расширяется, и в настоящее время эти процессы применяют в химической,

металлургической, электронной, электрохимической промышленности. Многие плазмохимические процессы используют в промышленности, другие проходят опытные и опытно-промышленные испытания.

Разработаны принципы технологии плазмохимических процессов пиролиза углеводородов, их окисления, селективного синтеза ценных продуктов. В области неорганической химии изучены плазмохимические процессы окисления, восстановления различных соединений, руд и минералов, их разложения, получения тугоплавких соединений (нитридов, карбидов, интерметаллидов), а также такие экзотические реакции, как образование соединений благородных газов.

В промышленности, главным образом в микроэлектронике, широко применяют пленки, полученные в плазме. Плазмохимические пленки могут быть кристаллическими или аморфными. Их толщина колеблется от долей до сотен микрометров. При осаждении в плазме тонких полимерных пленок на пористых основах образуются мембраны, применяемые в мембранной технологии для разделения растворов солей, органических соединений и газовых смесей. Такие пленки получают двумя методами - полимеризацией углеводородов или деструкцией полимеров. Плазмохимической поверхностной обработке можно подвергать различные материалы - от металлов и их сплавов до полимеров. В результате обработки полимеров в неравновесной плазме изменяются смачиваемость, молекулярная масса и химический состав поверхностного слоя (толщиной до 10 мкм).

Таким образом, неравновесные плазмохимические процессы и их технологическое и аппаратное оформление представляют собой принципиально новый шаг в развитии химической технологии, и в первую очередь в области получения материалов с уникальными свойствами. Использование квазиравновесной плазмы и плазменных струй позволяет с высокими технико-экономическими показателями реализовать многие важнейшие химические процессы [11,12,14,15].

## ВЫПАРИВАНИЕ И ВЫПАРНЫЕ АППАРАТЫ

Выпаривание представляет собой процесс концентрирования раствора нелетучих веществ путем испарения жидкого летучего растворителя. Часто это необходимо для повышения скорости последующих химических превращений за счет увеличения концентрации растворенного вещества, а также для удешевления и облегчения транспортировки и хранения готовой продукции. Процесс выпаривания применяют как для частичного удаления растворителя, так и для полного разделения раствора на растворитель и растворенное вещество. В последнем случае выпаривание сопровождается кристаллизацией.

В химической промышленности выпаривание широко применяется для концентрирования водных растворов щелочей и солей (едкий натр, едкое кали, аммиачная селитра, сульфат аммония и др.), а также высококипящих жидкостей, обладающих, как и твердые тела, при температуре выпаривания малым давлением пара (глицерин, серная кислота и т.п.). Широкое применение выпаривание получило в пищевой, целлюлозно-бумажной, фармацевтической промышленности и в цветной металлургии. Применяют выпаривание и для опреснения морской воды.

Физическая сущность выпаривания заключается в превращении растворителя в пар при кипении раствора и удалении образующегося пара. Переход жидкости в пар может происходить при любой температуре, поэтому следует различать испарение и кипение.

Испарение происходит только с поверхности жидкости и при любой температуре ниже температуры кипения, при любой низкой упругости пара. При этом необходимо, чтобы упругость пара была больше его парциального давления в окружающем пространстве. С повышением температуры жидкости увеличивается упругость ее паров. Когда упругость паров становится равной внешнему давлению, жидкость кипит. Парообразование при кипении происходит по всей массе жидкости и является более



интенсивным процессом, чем испарение. Поэтому выпаривание проводят в условиях кипения, а не испарения.

Источником тепловой энергии при выпаривании могут служить любые теплоносители, хотя чаще всего используется насыщенный водяной пар, который называют греющим, или первичным. Греющий пар отдает тепло выпариваемому раствору через стенку («глухой» пар). Пар, образующийся при кипении выпариваемого раствора, называют вторичным.

В зависимости от свойств выпариваемого раствора и дальнейшего использования тепла вторичного пара выпаривание производят как при атмосферном давлении, так и при давлениях выше (избыточном) или ниже атмосферного (вакуум). Самым простым способом является выпаривание под атмосферным давлением, но образующийся при этом вторичный пар не используется, а удаляется в атмосферу. Вторичный пар, отбираемый на сторону вне целей выпаривания, называют экстрапаром.

Выпаривание под избыточным давлением позволяет использовать тепло вторичного пара, но обуславливает повышение температуры кипения раствора и, следовательно, требует применения греющего агента с более высокой температурой. Поэтому данный способ следует применять для выпаривания растворов, не чувствительных к высоким температурам.

Выпаривание под вакуумом имеет ряд преимуществ по сравнению с двумя рассмотренными выше способами:

а) позволяет снизить температуру кипения раствора, что очень важно при выпаривании растворов, чувствительных к высоким температурам, а также высококипящих растворов, когда температура греющего агента не позволяет вести процесс при атмосферном давлении;

б) при вакууме увеличивается разность температур между греющим агентом и кипящим раствором, что, при прочих равных условиях, позволяет уменьшить поверхность теплообмена аппарата;

в) за счет понижения температуры кипения раствора при разрежении можно использовать греющий агент более низких рабочих параметров (температуры и давления);

г) можно использовать в качестве греющего агента вторичный пар самой выпарной установки, что значительно снижает расход первичного греющего пара.



Рис. 90 - Схема материальных потоков в выпарном аппарате

В химической технике выпаривание осуществляют либо в одном аппарате (однокорпусное выпаривание), либо в нескольких последовательно соединенных между собой аппаратах (многокорпусное выпаривание). Применяется также однокорпусное выпаривание с тепловым насосом.

Схема материальных потоков в выпарном аппарате представлена на рис. 90 [16].

### Однокорпусное выпаривание

При однокорпусном выпаривании (рис. 91) раствор выпаривается от исходной до конечной концентрации в одном и том же аппарате. Однокорпусное выпаривание применяют либо в небольших по масштабу производствах, либо при агрессивных растворах, требующих для изготовления аппарата дефицитных материалов, либо если экономия пара не имеет существенного значения.

Процесс выпаривания проводится периодически или непрерывно. В периодически действующих аппаратах загрузка исходного раствора, выпаривание его до необходимой более высокой концентрации и выгрузка упаренного раствора производятся последовательно. Опорожненный аппарат вновь наполняется исходным раствором и процесс повторяется. В

аппаратах непрерывного действия исходный раствор непрерывно подается на выпаривание в аппарат, а упаренный раствор также непрерывно отводится из него.

Аппараты непрерывного действия по сравнению с периодическими более экономичны в тепловом отношении, т.к. в них отсутствуют потери тепла на периодический нагрев самого аппарата.

Периодическая выпарка целесообразна при выпаривании растворов с высокой температурной депрессией.

Выпаривание проводят в аппаратах различного типа. Выбор типа выпарного аппарата определяется физико-химическими свойствами

раствора и режимом теплопередачи.

Выпарные аппараты с паровым обогревом можно объединить в три группы: с естественной циркуляцией раствора; с принудительной циркуляцией раствора (при выпаривании вязких растворов); пленочные аппараты (для выпарки чистых некристаллизующихся растворов и растворов, чувствительных к высоким температурам).

Рассмотрим принципиальную схему непрерывно действующего однокорпусного выпарного аппарата с естественной циркуляцией раствора на примере аппарата с встроенной греющей камерой и центральной циркуляционной трубой.

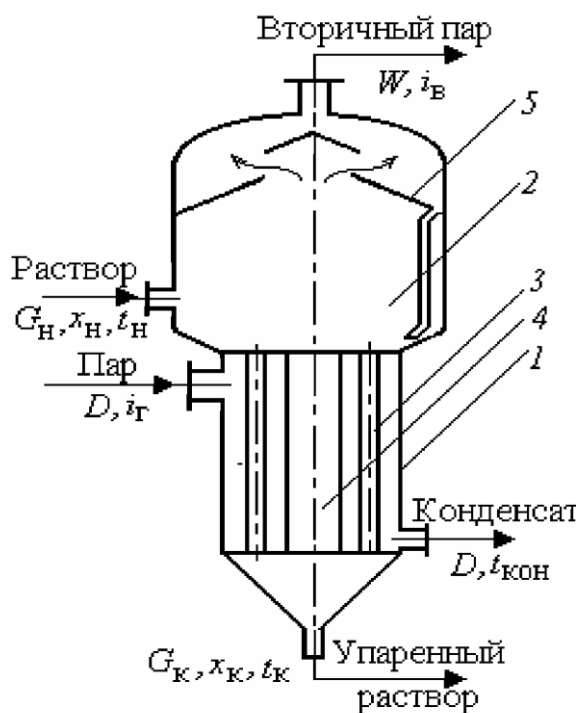


Рис. 91 – Схема устройства выпарного аппарата: 1- греющая камера, 2 – паровое пространство, 3 – греющие трубки, 4 – циркуляционная труба, 5 – каплеотбойник

Греющий пар для облегчения чистки поверхности нагрева от накипи (во всех конструкциях выпарных аппаратов) подается в межтрубное пространство греющей камеры 1. Конденсат отводится снизу камеры. Выпариваемый раствор, предварительно нагретый до температуры кипения в выносном теплообменнике, поступает в пространство над трубками 3 и опускается по циркуляционной трубе 4 вниз. Затем, поднимаясь по греющим трубкам, раствор вскипает. Отделение вторичного пара от раствора происходит в сепарационной части аппарата 2. Для более полного отделения пара от брызг и капель предусмотрен брызгоотделитель (каплеотбойник) 5. Очищенный вторичный пар удаляется сверху сепаратора.

Вследствие разности плотности раствора в циркуляционной трубе и парожидкостной эмульсии в греющих трубках раствор циркулирует по замкнутому контуру (естественная циркуляция). Возникновение достаточной разности плотностей при этом обусловлено тем, что на единицу объема раствора в трубке приходится большая поверхность, чем в циркуляционной трубе, т.к. поверхность трубы находится в линейной зависимости от ее диаметра, а объем раствора в трубке пропорционален квадрату ее диаметра. Значит, парообразование в греющих трубках должно протекать интенсивнее, чем в циркуляционной трубе, а плотность раствора в них будет ниже, чем в циркуляционной трубе. Наличие циркуляции улучшает теплопередачу и препятствует образованию накипи на поверхности трубок.

Упаренный раствор удаляется из нижней части аппарата. Если выпаривание производится под вакуумом, то вторичный пар поступает в конденсатор, соединенный с вакуум-насосом [16,17].

### **Многокорпусное выпаривание**

Многокорпусное выпаривание, как уже отмечалось, позволяет более экономично проводить процесс выпаривания за счет многократного

использования пара. Сущность многокорпусного выпаривания состоит в том, что процесс проводится в нескольких последовательно соединенных аппаратах, давление в которых поддерживается так, чтобы вторичный пар предыдущего аппарата можно было бы использовать в качестве греющего в последующем.

Это возможно при использовании греющего пара высокого давления или при применении вакуума. В первом варианте температура кипения раствора в первом корпусе устанавливается примерно 125-130 °С и выше, а в последнем корпусе несколько выше 100 °С для того, чтобы температура вторичного пара составляла 102-103 °С.

По второму варианту, применяемому чаще всего, сравнительно высокая температура кипения - в первом корпусе и температура 50-60 °С - в последнем корпусе выпарной установки под вакуумом. Последний корпус при этом соединяется с конденсатором, снабженным вакуум-насосом.

При однокорпусной выпарке теоретически, как было рассмотрено выше, на 1 кг выпариваемой воды расходуется примерно 1 кг греющего пара. В двухкорпусной установке 1 кг греющего пара (из котельной), поступивший в первый корпус, выпаривает в нем 1 кг воды, а образовавшимся при этом 1 кг вторичного пара выпаривается во втором корпусе еще 1 кг воды, т.е. на 1 кг греющего пара приходится 2 кг выпаренной воды. Расход греющего пара, таким образом, составляет 0,5 кг на 1 кг выпаренной воды.

По аналогии можно отметить, что удельный расход греющего пара в трехкорпусной установке составит 1/3 кг/кг, а в четырехкорпусной - 1/4 кг/кг, т.е. теоретически удельный расход греющего пара при многокорпусном выпаривании обратно пропорционален числу последовательно включенных корпусов.

При выпаривании под вакуумом экстра-пар можно отбирать из любого корпуса, кроме последнего, так как вторичный пар из него

направляется в конденсатор. Если выпаривание проводят под давлением, вторичный пар можно полностью использовать вне установки [16,17].

### **Схемы многокорпусных вакуум-выпарных установок**

По взаимному направлению движения пара и выпариваемого раствора различают три основные схемы многокорпусных вакуум-выпарных установок:

- с прямоточным питанием;
- с противоточным питанием
- с параллельным питанием корпусов.

Рассмотрим эти схемы на примере трехкорпусной выпарной установки.

В схеме с прямоточным питанием корпусов (рис. 92) исходный раствор подается в первый корпус, далее перемещается последовательно в корпуса 2 и 3 и удаляется из третьего корпуса в виде готового продукта. Греющий пар (из котельной) вводится в первый корпус. Образовавшийся в первом корпусе вторичный пар поступает в качестве греющего во второй корпус. Вторичный пар, образовавшийся во втором корпусе, поступает на обогрев третьего корпуса. Вторичный пар из третьего корпуса направляется в барометрический конденсатор, в котором при конденсации пара создается необходимое разрежение.

Таким образом, раствор из корпуса в корпус и греющие пары движутся в одном направлении. Вследствие уменьшения давления от первого корпуса к третьему раствор перетекает естественным током (без насосов).

Так как температура кипения раствора в каждом последующем корпусе ниже, чем в предыдущем (вследствие уменьшения давления), то раствор из корпуса в корпус поступает перегретым и охлаждается до температуры кипения в данном корпусе (кроме первого). За счет выделяющегося при этом тепла образуется дополнительно некоторое

количество вторичного пара. Это явление, имеющее место во всех корпусах (кроме первого) прямоточной установки, называется *самоиспарением раствора*.

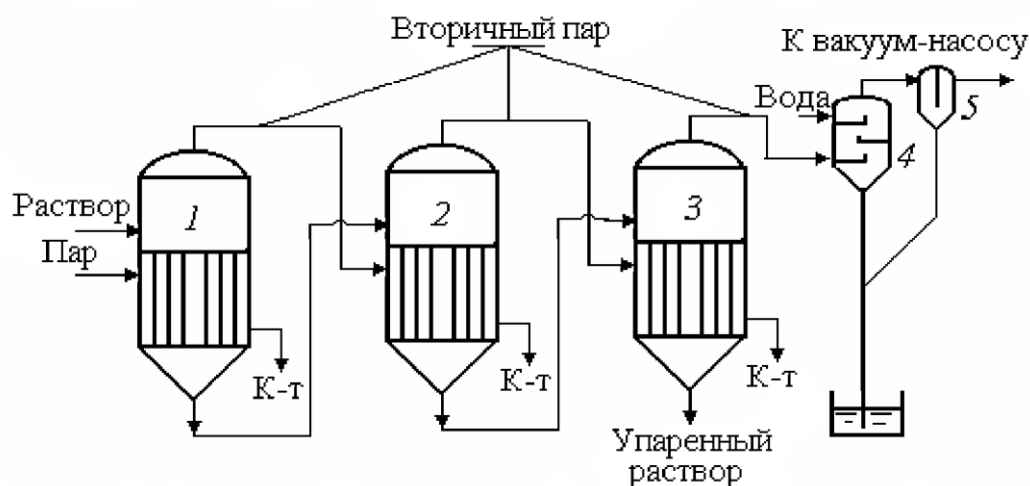


Рис. 92 - Многокорпусная прямоточная выпарная установка: 1-3 - корпуса установки; 4 - барометрический конденсатор; 5 - ловушка

Одновременное понижение температуры и повышение концентрации раствора приводит к повышению его вязкости и к снижению коэффициентов теплопередачи от первого корпуса к последнему. Это является основным недостатком прямоточной схемы.

В схеме с противоточным питанием (рис. 93) первичный пар поступает, как и в предыдущей схеме, в первый корпус, вторичные пары, в качестве греющих, перемещаются в направлении от первого к третьему корпусу. Выпариваемый раствор подается в последний корпус, а из него во второй и т.д. Следовательно, греющий пар и выпариваемый раствор движутся из корпуса в корпус в противоположных направлениях. Так как в этой схеме раствор поступает из корпуса с меньшим давлением в корпус с более высоким давлением, то для перемещения раствора необходимо устанавливать насосы. Это требует дополнительного расхода энергии, усложняет установку и затрудняет ее регулирование.

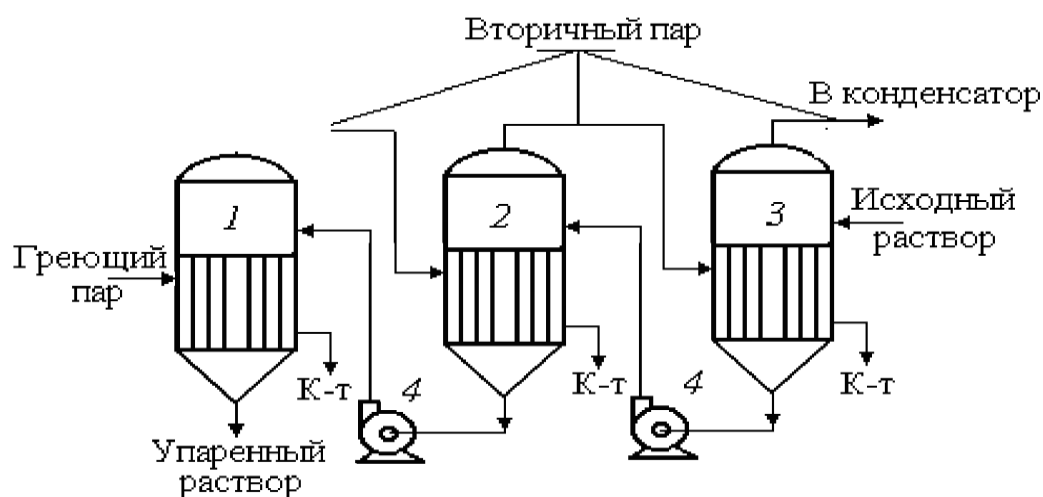


Рис. 93 - Многокорпусная противоточная выпарная установка:

1-3 - корпуса установки; 4 - насосы

В противоточной схеме более благоприятны условия теплопередачи (с повышением концентрации раствора повышается его температура), чем в прямоточной схеме, поэтому коэффициенты теплопередачи по корпусам изменяются в меньшей степени, чем при прямотоке. Однако недостатки прямоточных схем менее существенны, чем противоточных, поэтому первые получили большее распространение.

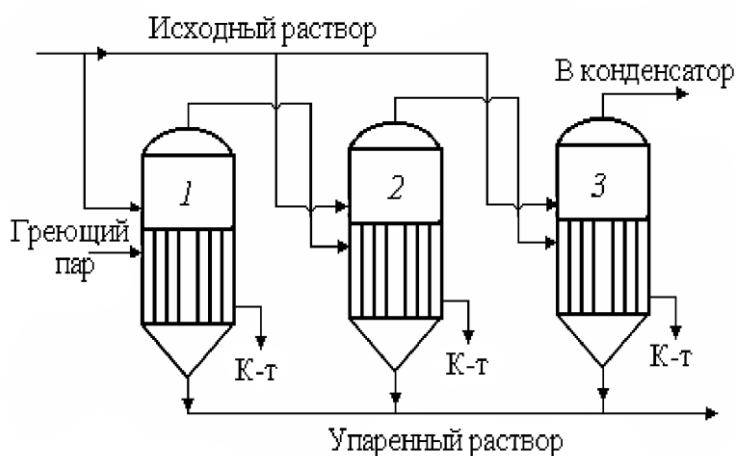


Рис. 94 - Многокорпусная выпарная установка с параллельным питанием корпусов (1-3)

В схеме с параллельным питанием (рис. 94) греющие пары перемещаются аналогично первым двум схемам, а исходный раствор подается одновременно во все корпуса, упаренный раствор также одновременно отбирается из всех корпусов.



Эта схема применяется в основном при выпаривании кристаллизующихся растворов, которые трудно перемещать из корпуса в корпус вследствие закупоривания перепускных трубопроводов и арматуры [16,17].

### **Классификация выпарных аппаратов**

По способу осуществления циркуляции:

- а) с паровыми рубашками;
- б) со змеевиками;
- в) специальной конструкции (роторные, с погружными горелками и т.д.);
- г) трубчатые.

Наиболее распространены трубчатые выпарные аппараты. Они подразделяются на аппараты:

- а) с горизонтальными трубками;
- б) с наклонными трубками;
- в) с вертикальными трубками.

В химической промышленности шире всего применяются аппараты с вертикальными трубками. Они, в свою очередь, делятся:

- а) на одноходовые;
- б) многоходовые.

Одноходовые делятся на аппараты:

- а) с встроенной греющей камерой и центральной циркуляционной трубой;
- б) с вынесенной греющей камерой;
- в) с вынесенной циркуляционной трубой;
- г) с вынесенной зоной кипения;
- д) с подвесной греющей камерой;
- е) пленочные.

**Аппараты с встроенной греющей камерой и центральной циркуляционной трубой** (см. рис. 94) являются одной из старейших конструкций выпарных аппаратов с греющей камерой из труб. Площадь циркуляционной трубы должна быть не менее 15-20 % от площади кипятильных труб. Скорость циркуляции - не менее 0,4-0,5 м/с. Высота заполнения труб на 40-70 % от их высоты. Диаметр применяемых труб - 25х2; 38х2; 57х3 мм. Общая площадь трубного пучка - до 350 м<sup>2</sup>. Высота труб - до 3,5 м.

Днище аппарата может быть сферическим или коническим. Конические днища применяются в случае упаривания кристаллизующихся растворов с целью удаления кристаллов. Основной недостаток таких выпарных аппаратов - неплотная упаковка труб.

**Аппараты с вынесенной греющей камерой** (рис. 95, а) имеют более благоприятные условия для циркуляции раствора, дают возможность для присоединения к паровому пространству нескольких греющих камер.

Такие аппараты удобны для отсоединения греющей камеры для ремонта. В них возможно упаривание пенящихся и кристаллизующихся растворов. Основной недостаток - достаточно большие габариты.

**Аппараты с вынесенной циркуляционной трубой** (рис. 95, б), наряду с достоинствами предыдущего типа аппаратов имеют меньшие габариты и дают возможность увеличения скорости циркуляции.

**Аппараты с вынесенной зоной кипения** (рис. 95, в) по конструкции похожи на аппараты с вынесенной циркуляционной трубой. Используются для упаривания сильно пенящихся и кристаллизующихся растворов с целью уменьшения инкрустации внутренней поверхности кипятильных труб за счет увеличения скорости парожидкостной эмульсии в дополнительно установленном конусе. Возможно улучшение разделения пара и жидкости.

**Аппараты с подвесной греющей камерой** (рис. 95, г) применяются для упаривания кристаллизующихся, агрессивных, умеренно вязких

растворов. Циркуляция осуществляется через сечение между корпусом и греющей камерой. Достоинства в легкости отсоединения греющей камеры и в отсутствии температурных напряжений. Недостаток - сложность конструкции.

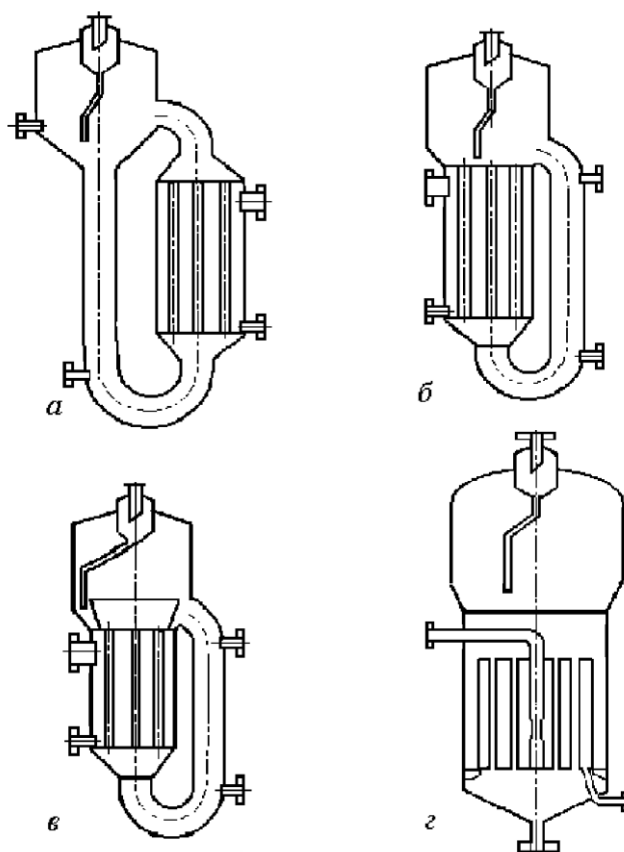


Рис. 95 - Схемы выпарных аппаратов:  
а - с вынесенной греющей камерой; б -  
с вынесенной циркуляционной трубой;  
в - с вынесенной зоной кипения; г - с  
подвесной греющей камерой

**Аппараты с принудительной циркуляцией** (рис. 96, а) позволяют резко увеличить коэффициент теплопередачи, а значит, уменьшить поверхность теплообмена. Применяются для упаривания высоковязких растворов. Увеличение коэффициента теплопередачи дает возможность уменьшить полезную разность температур и тем самым увеличить число корпусов в установке.

**Роторно-пленочный аппарат** (рис. 96, б) применяется для выпаривания температурно нестойких, вязких и пастообразных растворов. Различают роторные аппараты

типа РП с подвижными лопатками и поверхностью теплообмена от 0,8 до 20 м и типа ИРС - с неподвижными лопатками, ступенчатым корпусом и с поверхностью теплообмена от 0,8 до 24 м. Достоинство - высокая удельная производительность аппарата. Недостатки - сложность изготовления и высокая стоимость эксплуатации.

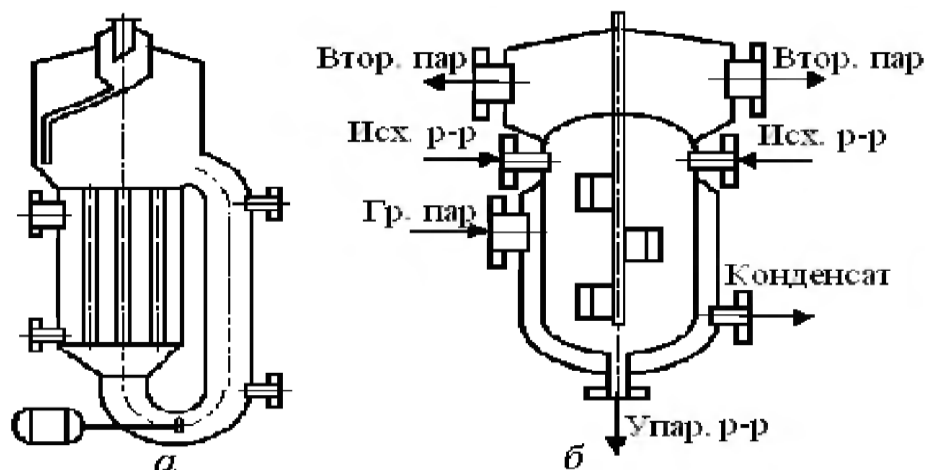


Рис. 96 - Схемы выпарных аппаратов:

а - с принудительной циркуляцией; б - роторно-пленочного

**Аппараты пленочного типа** применяются для упаривания термически нестойких веществ. Возможны два их вида: с восходящей и нисходящей пленкой (рис. 97). Первые - для маловязких растворов, вторые - для высоковязких. Имеют достаточно длинные трубы (6-9 м), которые заполняются на 20-25%. Скорость движения пленки - до 20м/с.

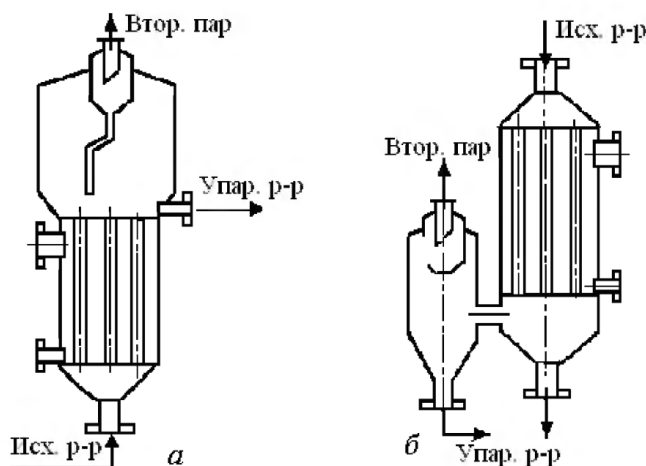


Рис. 97 - Схемы пленочных выпарных аппаратов: а с восходящей пленкой; б- с нисходящей пленкой

Основные недостатки - возможность температурных деформаций длинных труб с их изгибом или с нарушением плотности развальцовки; большая высота аппарата и трудность очистки труб от накипи.

**Аппараты с барботажем топочных газов** могут выполняться с одной барботажной решеткой или же

секционированными. Достоинства - простота изготовления и эксплуатации, отсутствие теплопередающих поверхностей, высокий коэффициент

теплопередачи. Недостаток - возможность загрязнения упариваемого раствора твердыми продуктами сгорания. Разновидность - аппараты с погружными горелками. Их дополнительный недостаток - пожаро- и взрывоопасность [16,17].

## КРИСТАЛЛИЗАТОРЫ

Аппараты для выделения твердого вещества из его раствора или расплава применяются для получения солей или чистых продуктов через перекристаллизацию. Кристаллизация из раствора основана на ограниченной растворимости твердого вещества при данной температуре. Растворимость большинства веществ увеличивается с ростом температуры. При снижении температуры, или испарении части растворителя, раствор становится пересыщенным и из него выпадают кристаллы. После выпадения кристаллов раствор становится насыщенным. Его называют *маточным раствором*.

Способы создания пересыщенного раствора:

- ✓ охлаждение (применяется для растворов веществ, растворимость которых заметно зависит от температуры);
- ✓ испарение части растворителя (когда растворимость веществ с изменением температуры увеличивается или уменьшается незначительно);
- ✓ комбинированный способ.

Размер кристаллов можно регулировать, изменяя температурный режим кристаллизации, скорость проведения ее отдельных стадий, размер и количество частиц затравки.

Примерная технологическая схема процесса перекристаллизации приведена на рис. 98.

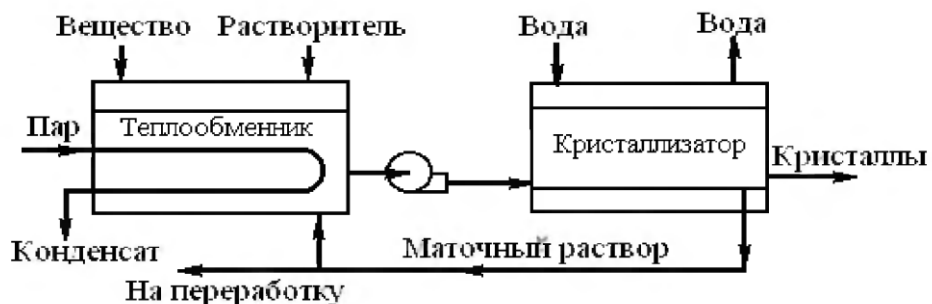


Рис. 98 - Схема перекристаллизации

Процесс кристаллизации может быть периодическим или непрерывным.

***Кристаллизаторы, работающие способом охлаждения раствора.***

В кристаллизаторах с водяным охлаждением температура раствора понижается за счет пропускания воды через рубашку его корпуса или погружной змеевик (рис. 99).

Вращающаяся мешалка перемешивает среду в аппарате, благодаря чему кристаллы не осаждаются на стенках, а находятся во взвешенном состоянии. После удаления из аппарата кристаллы отделяются от маточного раствора фильтрованием или центрифугированием.

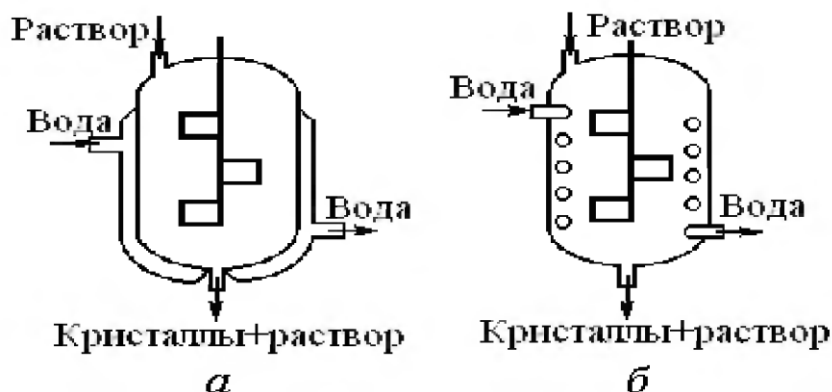


Рис. 99 - Кристаллизаторы: а - с рубашкой; б - с погружным змеевиком

***Вращающийся кристаллизатор барабанного типа*** (рис. 100).

Используется как для кристаллизации из растворов, так и для кристаллизации из расплавов (аммиачная селитра).

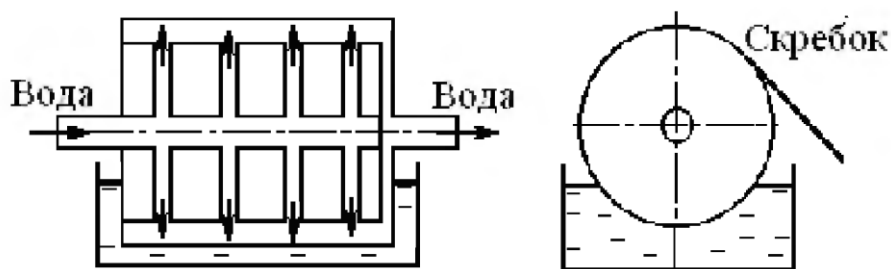


Рис. 100 - Кристаллизатор барабанного типа

***Кристаллизатор с выносным холодильником*** (рис. 101).

Размер осаждающихся кристаллов регулируется путем изменения скорости циркуляции раствора и скорости отвода тепла в холодильник 4. Кристаллы осаждаются на дне аппарата 1 и выводятся из него.

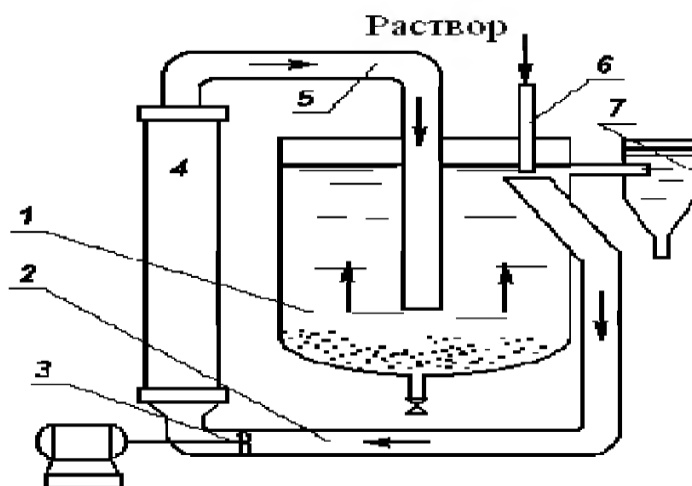


Рис. 101 - Кристаллизатор с выносным холодильником: 1 - кристаллизатор; 2 - циркуляционная труба; 3 - циркуляционный насос; 4 - холодильник; 5 - циркуляционная труба; 6 - подача раствора; 7 - ловушка для мелких кристаллов

***Кристаллизаторы с частичным испарением растворителя.*** К ним относятся барабанные кристаллизаторы (рис. 102), башенные кристаллизаторы и вакуум-кристаллизаторы (рис. 103).

В башенном кристаллизаторе раствор распыляется форсункой в верхней части башни. Капли, пролетая через воздушный поток, интенсивно

испаряются и раствор пересыщается. Маточный раствор вместе с кристаллами удаляется на переработку снизу.

Такие кристаллизаторы могут быть многокорпусными. В этом случае раствор из корпуса в корпус перекачивается за счет разности давлений, так как вакуум в каждом последующем корпусе ниже, чем в предыдущем.

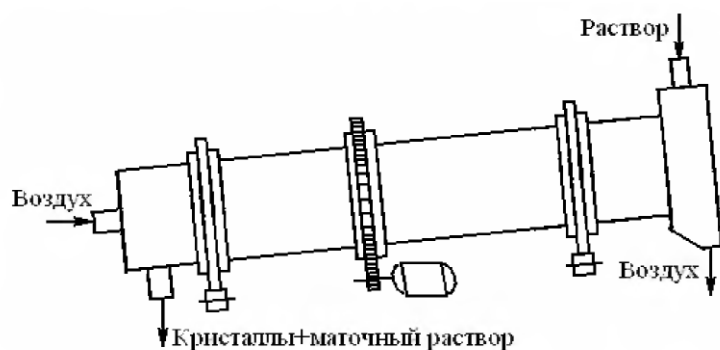


Рис. 102 - Барабанный кристаллизатор

Количество корпусов в батарее не более 3-4.

В качестве кристаллизаторов также применяются все типы выпарных аппаратов, как одиночных, так и в

виде выпарных станций.

При материальном расчете кристаллизаторов необходимо учитывать влажность осадка. При тепловом расчете кристаллизаторов учитывается тепло растворения (положительное или отрицательное, в зависимости от природы растворенного вещества) [16,17].

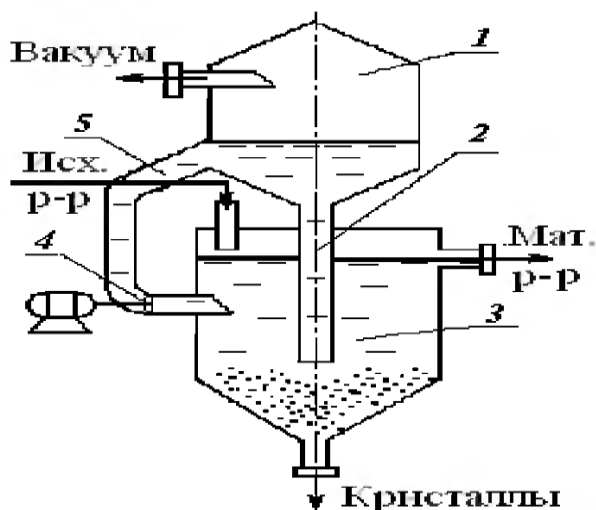


Рис. 103 - Вакуум-кристаллизатор: 1 - испаритель; 2 – барометрическая труба; 3 - сборник; 4 – циркуляционный насос; 5 - циркуляционная труба



## РАЗДЕЛЕНИЕ НЕОДНОРОДНЫХ СИСТЕМ

Для разделения неоднородных систем чаще всего используются процессы отстаивания, фильтрования и центрифугирования.

### Отстаивание

Отстаивание - разделение неоднородных систем под действием силы тяжести. Отстаиванию подвергаются суспензии с частицами больших размеров (в основном грубые суспензии). Концентрация получающихся при отстаивании осадков зависит от размеров и структуры частиц и обычно не превышает 40-50 %.

Производительность отстойника:

$$Q = w \cdot F, \text{ м}^3/\text{с} \quad (13)$$

В отстойниках периодического действия суспензия заливается в аппарат, а затем через определенное время, необходимое для осаждения частиц, слой осветленной жидкости сливают (декантируют), а осадок выгружают из аппарата.

В аппаратах непрерывного действия подача суспензии и удаление осадка осуществляются непрерывно.

Одноярусные гребковые отстойники (рис. 104) непрерывного действия представляют собой невысокие цилиндрические резервуары со слегка коническим днищем. У верхнего края резервуаров установлены кольцевые прямоугольные желоба для отвода осветленной жидкости. Внутри резервуаров имеются гребковые мешалки, которые вращаются со скоростью 2,5-20 об/мин.

Суспензия непрерывно подается сверху через трубу, осветленная жидкость стекает через верхний желоб, а сгущенная суспензия оседает у днища и медленно перемещается гребками к центральному патрубку, через который она откачивается насосом.

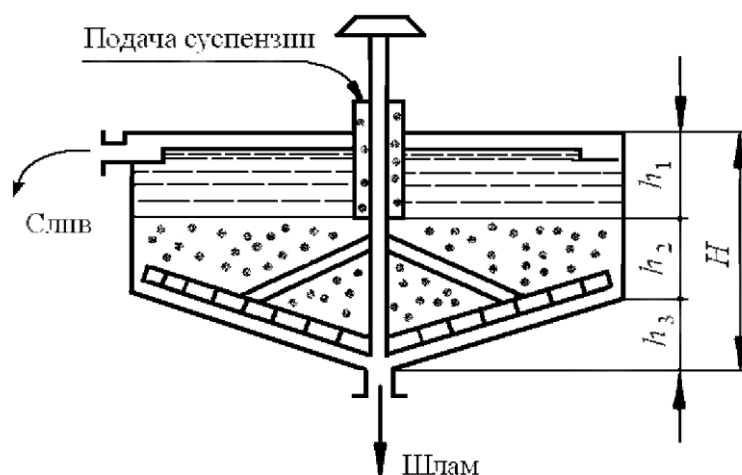


Рис. 104 - Схема одноярусного отстойника непрерывного действия с гребковой мешалкой

По высоте отстойника имеются три резко отличные по своей структуре зоны:

- зона осветленной жидкости высотой  $h_1$ , где происходит свободное осаждение частиц;
- зона сгущения суспензии (шлам) высотой  $h_2$ ;
- зона расположения лопастей мешалки высотой  $h_3$ .

Отстойники этого типа имеют диаметры до 100 м, а производительность их достигает до 125 т/ч.

Основной недостаток - их громоздкость.

Значительно большей компактностью отличаются двухъярусные отстойники, представляющие собой по существу два отстойника, расположенные один над другим. В этих аппаратах верхнее и нижнее отделение соединены трубой, которая опущена ниже уровня сгущенной суспензии в нижнем отделении. Суспензия подается отдельно в оба отделения аппарата, а сгущенный продукт откачивается только из нижнего отделения. Осветленная жидкость отводится из верхней части каждого отделения.

Многоярусный отстойник с промежуточной промывкой (рис. 105). Суспензия непрерывно подается в верхний ярус отстойника. Свежая

промывная вода жидкость из бачка 2 поступает в нижнюю часть предпоследнего яруса. Осветленная жидкость непрерывно удаляется сверху. Сгущенный осадок собирается в ловушку 3. находящуюся у днйща яруса. Сюда же подается промывная жидкость, поступающая из яруса, расположенного ниже, через соответствующий бачок 4 и трубопровод 6. Промывной водой осадок вымывается и поступает на расположенный ниже ярус, где снова происходит его отстаивание, промывание и т. д. Промытый осадок вытекает через патрубок 7 [15-17].

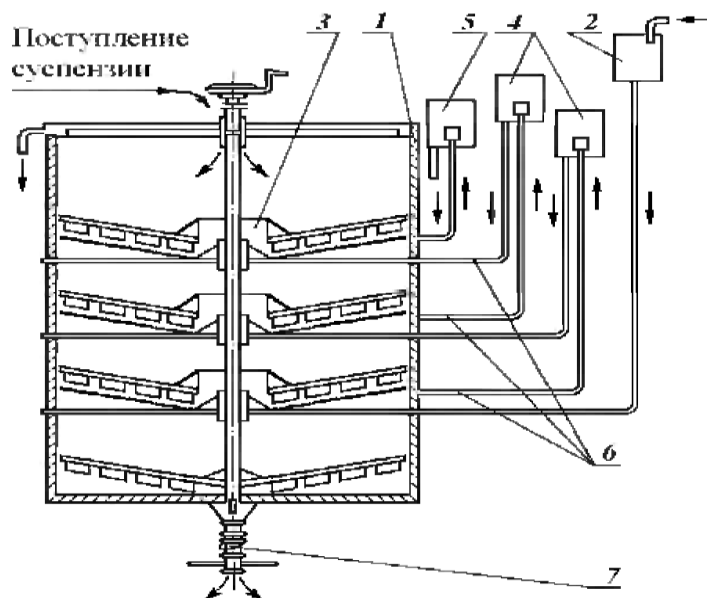


Рис. 105 – Схема многоярусного отстойника непрерывного действия с промежуточной промывкой осадка: 1 - корпус; 2 - бачок для свежей промывной жидкости; 3 - ловушка; 4, 5 — бачки для промывной жидкости; 6 - трубопроводы; 7 - патрубок для удаления осадка

### Фильтрация

Фильтрация - это процесс разделения суспензий с помощью пористой перегородки, пропускающей жидкость, но удерживающей частицы твердой фазы. Различают следующие виды фильтрации:

- а) собственно фильтрация - с образованием слоя осадка на фильтрующей перегородке;
- б) осветление - фильтрация жидкости с очень малым содержанием

осадка;

в) сгущение - при этом из суспензии удаляется часть жидкости, а твердая фаза отводится в виде более концентрированной суспензии.

Фильтровальные перегородки должны хорошо задерживать твердые частицы, иметь достаточную механическую прочность, быть химически стойкими к разделяемым веществам и термостойкими при рабочей температуре. В качестве фильтровальных перегородок используют различные ткани, проволочные и полимерные сетки, бумагу, металлические, стеклянные и керамические плоские пористые пластины, полые цилиндры и т.п. Наиболее часто применяются тканевые перегородки. Из них чаще всего - хлопчатобумажные ткани, реже - шерстяные (сукно различных видов). Последние устойчивы к растворам кислот и кислых солей, но не стойки к растворам с  $pH > 7$ . Иногда применяются перегородки из синтетических и искусственных тканей - хлориновые, полиамидные, стекловолокнистые и т.д. Ткани и плетеные сетки являются нежесткими, поэтому нуждаются в жесткой основе в виде решеток, сеток, колосников.

В качестве фильтрующих перегородок используются также слои зернистого материала - песка, гравия, угля, древесных опилок, диатомита. Зернистый материал используют в насыпных фильтрах и в фильтрах с намывным слоем зернистого материала.

Размеры пор перегородок зависят от размеров взвешенных твердых частиц, которые не должны проходить через фильтр для получения чистого фильтрата. С течением времени толщина слоя осадка растет и сплошная фаза проходит через два слоя: слой осадка и перегородку, поэтому идет рост гидравлического сопротивления и уменьшение скорости фильтрования.

При заданной производительности размеры фильтра зависят от величины и закона изменения во времени скорости прохождения жидкости через осадок и перегородку, т.е. от скорости процесса.

Движущей силой фильтрования является разность давлений перед

осадком и после пористой перегородки.

В зависимости от способа создания движущей силы различают:

- а) вакуум-фильтры (разность давлений не более 60 кПа);
- б) фильтры, работающие под повышенным давлением (не более 0,5 МПа);
- в) фильтры, одновременно работающие под повышенным давлением перед фильтровальной перегородкой и под вакуумом - после нее. Последние фильтры используются очень редко.

Различают также фильтры периодического и непрерывного действия.

*К фильтрам периодического действия относятся:*

- ✓ нутч-фильтры (рис.106, а);
- ✓ друк-фильтры (рис.106, б)
- ✓ рамные фильтр-прессы;
- ✓ камерные фильтр-прессы;
- ✓ листовые фильтры.

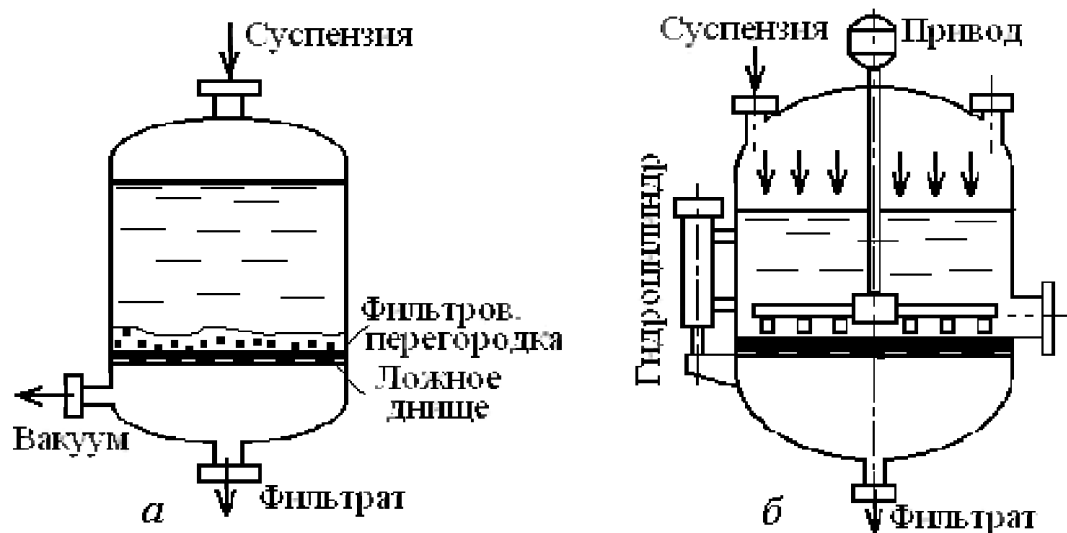


Рис. 106 - Периодически действующие фильтры:

а - нутч-фильтр; б - друк-фильтр

Общий недостаток нутч- и друк-фильтров - небольшая поверхность фильтрования (в самых крупных из них не более 7-8 м ).

**Рамный фильтр-пресс.** Типовой конструкцией является плиточно-рамный фильтр-пресс (рис. 107). Фильтровальными перегородками в нем служат прямоугольные отрезки ткани, зажатые между чередующимися рамами 2 и плитами 3. Плиты и рамы расположены вертикально и закреплены на опорной конструкции, состоящей из стоек, опорной 1 и прижимной 5 плит, двух опорных брусьев 4 круглого сечения и гидравлического или электромеханического зажима 6. В малых фильтр-прессах используют ручной винтовой зажим. Для подвода суспензии, промывной жидкости и сжатого воздуха опорная плита 1 снабжена штуцерами 7 и 8. Плиты фильтров с отдельным отводом фильтрата снабжены кранами 9.

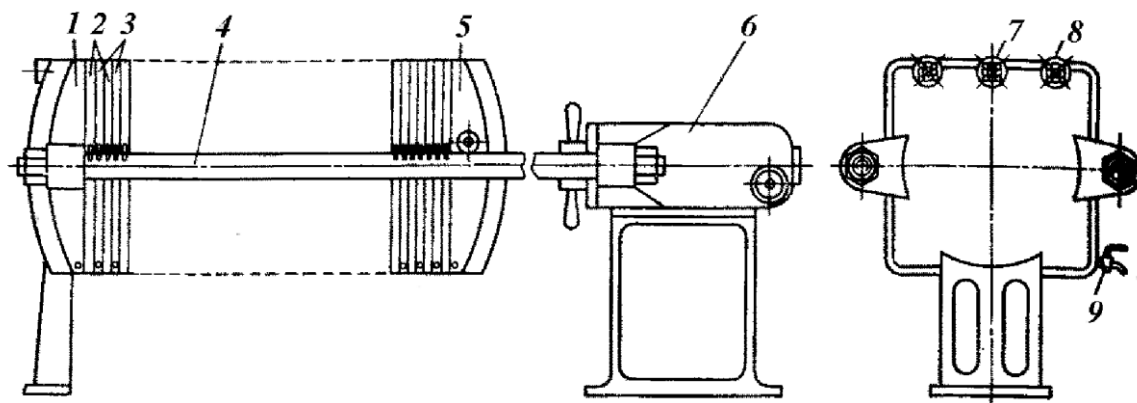


Рис. 107 – Рамный фильтр-пресс

Достоинства фильтр-прессов - большая поверхность фильтрования, возможность создания больших перепадов давления, простота сборки и разборки системы. Существенный недостаток - тяжелый ручной труд при обслуживании.

**Листовой фильтр.** Основная часть - полая трубчатая рама, на которой крепится проволоочная сетка. Рама и сетка обтягиваются фильтрующей тканью. Жидкость проходит внутри рамы и отводится по трубке к коллектору. Рамы укреплены на тележке и вместе с ней они могут выдвигаться из резервуара с суспензией.

Листовые фильтры обычно работают под вакуумом: фильтрующие

элементы погружаются в резервуар, а вакуум-линия соединяется с отводящим коллектором.

У листовых фильтров корпус - цилиндрический, фильтровальные элементы связаны с крышкой и выдвигаются из корпуса вместе с ней.

К непрерывно действующим фильтрам относятся:

- а) барабанные вакуум-фильтры;
- б) барабанные фильтры, работающие под давлением;
- в) дисковые фильтры;
- г) ленточные фильтры;
- д) тарельчатые вакуум-фильтры;
- е) карусельные фильтры.

**Барабанный вакуум-фильтр с наружной фильтрующей поверхностью** (рис. 108). Барабанные вакуум-фильтры имеют диаметр до 3,5 м и длину до 8 м с поверхностью фильтрования от 5 до 100 м<sup>2</sup>. Угол погружения барабана в корыто зависит от концентрации и фильтруемости суспензии.

Фильтры малого погружения (угол 80-100°) предназначены для легко фильтруемых суспензий. Для трудно фильтруемых суспензий угол погружения - около 200°. Фильтры общего назначения имеют угол погружения 135-145°. Наибольший угол погружения (210-270°) имеют фильтры для низко концентрированных суспензий с волокнистой твердой фазой.

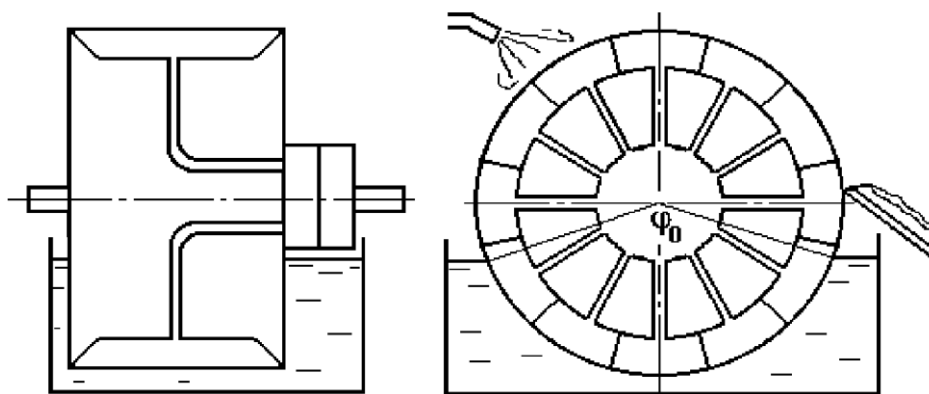


Рис. 108 – Схема барабанного вакуум-фильтра

**Дисковый вакуум-фильтр** (рис. 109). Фильтр состоит из ряда дисков, насаженных на пустотелый вал. На боковой поверхности дисков закреплены секторы, обтянутые фильтровальной тканью. Осадок срезается ножами с поверхности дисков. Схема циклов работы аналогична барабанному вакуум-фильтру. По сравнению с барабанными дисковые фильтры имеют более развитую поверхность и допускают более быструю смену ткани.

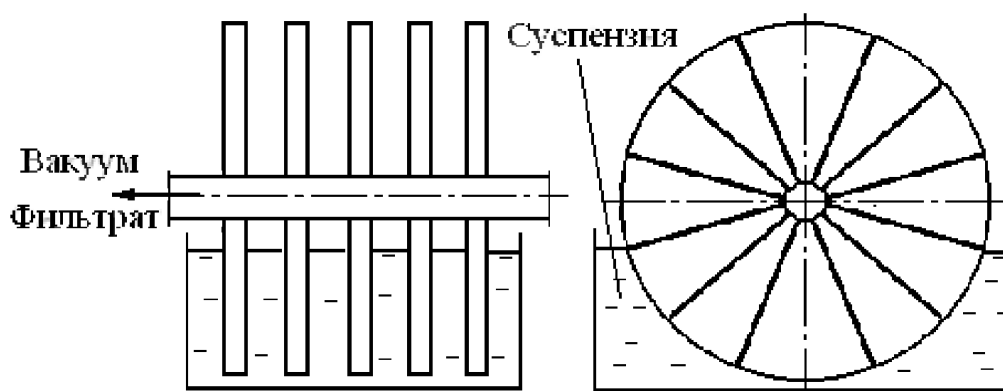


Рис. 109 – Схема дискового вакуум-фильтра

**Ленточные фильтры** (рис. 110) выпускаются различных типоразмеров и представляют собой стол, в котором имеются вакуум-камеры для отвода фильтрата и промывной жидкости. Фильтрующая ткань покрывает прорезиненную перфорированную ленту. По краям имеются высокие борта для ограждения. Посередине лента имеет поперечные ребра, разделяющие фильтр на ряд секций. Ленточные фильтры снабжаются приспособлением для заглаживания трещин и вибраторами для лучшего обезвоживания. Для улучшения отделения осадка валок, на котором производят сброс, делают перфорированным с внутренней камерой, в которую подают сжатый воздух или пар для отдувки. Площадь фильтрации от 3,2 до 10 м<sup>2</sup>, ширина ленты от 0,5 до 1,25 м, общая длина до 10 м.

Достоинства: отсутствие распределительной головки; возможность осаждения крупных частиц под действием силы тяжести (благодаря чему ускоряется фильтрация); удобство промывки; возможность работы с тонким



слоем осадка.

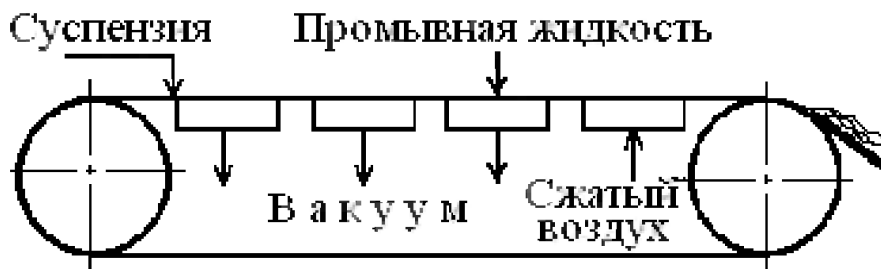


Рис. 110 – Схема ленточного вакуум-фильтра

Недостатки: малая поверхность фильтрации; малый коэффициент использования фильтрующей поверхности; требует строгого наблюдения за подачей суспензии; фильтрат получается мутный; происходит охлаждение фильтрующей суспензии.

**Тарельчатый вакуум-фильтр** (рис. 111) применяется для фильтрации суспензий, осадки которых состоят из тяжелых и крупнозернистых материалов (концентратов руд, каменного угля и других грубых суспензий), требующих тщательной промывки. Привод тарелки позволяет регулировать частоту вращения. В качестве фильтровальной перегородки используется пластмассовая или металлическая сетка, а также неплотная ткань. Суспензия наливается на обтянутый тканью диск, имеющий низкие борта; осадок удаляется ножами после полного оборота диска. Поверхность от 2,3 до 74,3 м<sup>2</sup>.

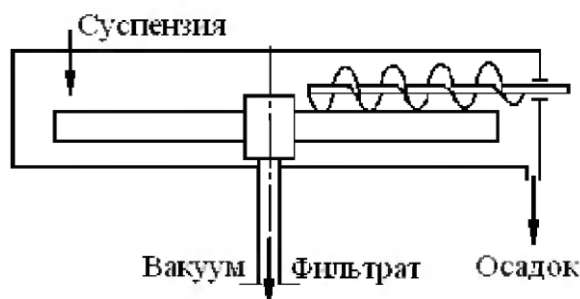


Рис. 111 – Схема тарельчатого вакуум-фильтра

Недостатки: большие габариты; трудность равномерной промывки

осадка из-за разной линейной скорости центра и периферии фильтра; малая фильтрующая поверхность; затруднение съема осадка; затруднение регенерации ткани.

Достоинства: ускорение фильтрации благодаря совпадению направления фильтрации с направлением естественного осаждения частиц твердой фазы; удобство промывки; возможность фильтровать суспензии с неоднородными по величине частицами.

**Карусельный вакуум-фильтр** (рис. 112). Он состоит из ряда горизонтальных нутчей, размещенных по кругу и соединенных шлангами с распределительным устройством.

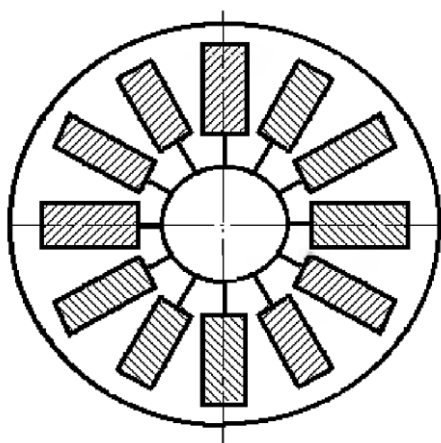


Рис. 112 – Схема  
карусельного фильтра

Каждый нутч имеет в качестве ложного днища резиновую опорную перфорированную перегородку, покрытую фильтровальной тканью. При пошаговом перемещении нутчи движутся по кругу и попеременно соединяются с линиями вакуума, атмосферой или линией сжатого воздуха. Опираются нутчи на вращающуюся раму.

Для удаления осадка нутч опрокидывается, после чего снова занимает обычное положение.

Достоинства карусельного вакуум-фильтра - возможность получать концентрированный, не разбавленный промывной жидкостью фильтрат, многоступенчатая противоточная промывка осадка при умеренном расходе промывной жидкости, непрерывность действия, высокая производительность, длительный срок службы фильтровальной ткани [15-17].

### Центрифугирование

Центрифугирование - это процесс разделения неоднородных систем в

поле центробежных сил, создаваемых во вращающемся барабане центрифуги. В центрифугах разделяют самые разнообразные жидкие неоднородные системы: сырую нефть, смазочные и растительные масла, смеси кристаллов солей с маточными растворами, каменноугольный шлам, суспензию крахмала, дрожжевую суспензию и т.д.

Центрифуги делят на два основных класса: фильтрующие и осадительные (иногда осадительные центрифуги называют отстойными). Отличительная особенность осадительных центрифуг - наличие барабана со сплошной (неперфорированной) стенкой. Разделение суспензий или эмульсий в этом случае происходит за счет осаждения или всплывания дисперсной фазы.

Фильтрующие центрифуги используются только для разделения суспензий. Они имеют барабаны с перфорированной стенкой, которые изнутри покрыты фильтровальной перегородкой. По величине движущей силы фильтрующие центрифуги превосходят фильтр-прессы в 2-4 раза (разность давлений в них достигает 1-2 МПа). Основное преимущество фильтрующих центрифуг перед фильтрами - эффективная осушка осадка. Так, например, при центрифугировании кристаллов солей влажность осадка обычно не превышает 1-2 %.

Недостатки центрифуг - наличие вращающегося ротора и его опор, повышенный расход энергии на привод и ограниченная поверхность фильтрования или осаждения [15-17].

### **Центрифуги периодического действия**

Вертикальная центрифуга с жестко закрепленными подшипниками (рис. 113, а). Такие центрифуги могут быть как осадительными, так и фильтрующими.

В любом другом типе центрифуг (рис. 113, б, в) крышка корпуса, тормоз и электродвигатель сблокированы так, чтобы при включенном тормозе и открытой крышке электродвигатель не включался. Аналогично,

при включенном электродвигателе нельзя включить тормоз или открыть крышку.

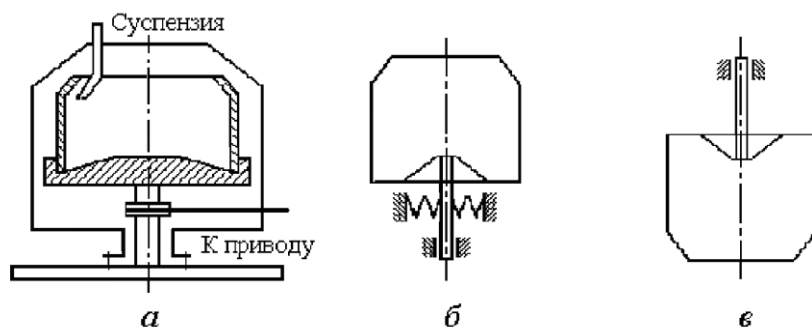


Рис. 113 – Схемы вертикальных центрифуг: а – с жестко закрепленными подшипниками; б – с упругим подшипником; в – подвесная центрифуга

Все периодические центрифуги работают циклически при ручной выгрузке осадка.

Автоматические центрифуги работают без остановки, но периодически, выгрузка осадка при этом механизирована. Автоматические центрифуги изготовляют с диаметром барабана 800, 1200, 1800 мм [15-17].

### Центрифуги непрерывного действия

**Центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка** (типа ФГП, рис. 114). Они предназначены для разделения суспензий с объемной концентрацией (более 20 %), содержащих крупно- и среднезернистую твердую фазу с частицами размером более 0,1 мм.

Все выпускаемые в настоящее время центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка делятся на одно-, двух- и многокаскадные. Главное преимущество таких центрифуг - непрерывность действия, высокая производительность при низком расходе энергии и металла, относительно небольшое дробление твердой фазы, хорошая степень обезвоживания осадка и эффективная его промывка. Недостаток - повышенный унос твердой фазы с фильтратом.

Однокаскадные центрифуги наиболее просты и дешевы, но менее эффективны, чем многокаскадные. Диаметр ротора таких центрифуг - от

400 до 1600 мм.

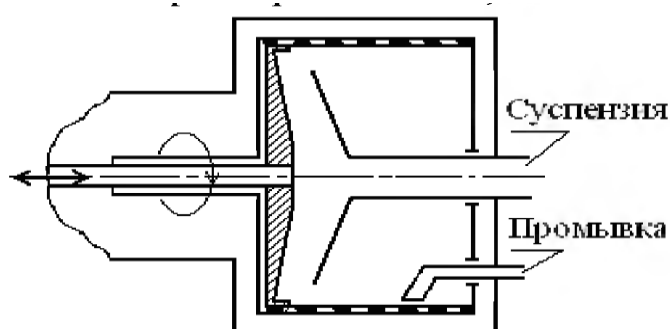


Рис. 114 - Схема центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка

Интенсивный унос твердой фазы с фильтратом происходит во время обратного движения поршня, когда идет фильтрование через чистое сито.

Суспензии, относящиеся к мелкокристаллическим или к аморфным мелкодисперсным, нельзя обрабатывать в таких центрифугах.

Чтобы осадок не менял влажности и степени промывки, концентрация твердой фазы в суспензии и скорость ее подачи должны быть постоянными. При малой концентрации суспензии она не успевает отфильтровываться, что приводит к вымыванию осадка и попаданию жидкости в бункер осадка. С другой стороны, слишком большая концентрация суспензии приводит к уменьшению ее текучести и неравномерному распределению осадка по барабану, что ведет к появлению вибрации ротора. Таким образом, для каждой суспензии существует два предела концентрации: нижний и верхний.

**Центрифуга со шнековой выгрузкой осадка** (рис. 115). Осадительные центрифуги со шнековой выгрузкой осадка предназначены для разделения суспензий с нерастворимой твердой фазой. Влажность осадка получается приблизительно такой же, как после фильтрования на барабанном вакуум-филт্রে. Широкое применение таких центрифуг объясняется их универсальностью. Они успешно используются для разделения суспензий с размером частиц от 5 до 1000 мкм при объемной концентрации от 1 до 40 %.

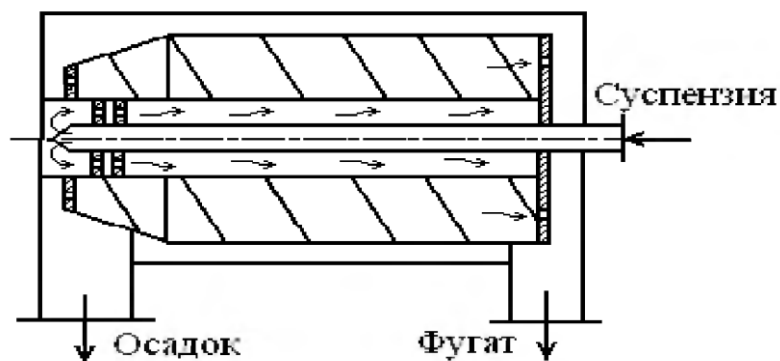


Рис. 115 - Схема центрифуги со шнековой выгрузкой осадка

В зависимости от взаимного направления движения суспензии и осадка различают центрифуги прямоточные и противоточные. Роторы центрифуг могут быть вертикальными или горизонтальными, иметь цилиндрическую или коническую форму.

Для перемещения твердого осадка барабан и шнек вращаются с различными, но близкими частотами, что достигается применением планетарного или специального редуктора.

В зависимости от назначения осадительные центрифуги можно разделить на три группы: обезвоживающие, универсальные и осветляющие.

Первые предназначены для разделения высококонцентрированных суспензий с частицами размером не менее 25 мкм. Для них характерна высокая производительность по осадку и его сравнительно низкая влажность. Фактор разделения таких центрифуг не более 2000. Промывка осадка предусматривается практически только в этих центрифугах.

Вторые предназначены для разделения суспензий малой и средней концентрации с частицами размером не менее 10 мкм. При этом получают сравнительно чистый фугат и маловлажный осадок.

Третьи предназначены для очистки низкоконцентрированных суспензий от высокодисперсной твердой фазы. Они обладают высокой производительностью по суспензии и дают чистый фугат.

Фильтрующие центрифуги со шнековой выгрузкой осадка предназначены для разделения суспензий с крупнозернистой твердой фазой

с преимущественным размером частиц более 150 мкм. Наиболее эффективна их работа при концентрации суспензии более 40 %. Эти центрифуги можно разделить на две группы:

а) быстроходные (производительность по осадку 0,3-20 т/ч, фактор разделения не более 3000);

б) тихоходные крупнотоннажные (производительность по осадку 35-100 т/ч, фактор разделения от 150 до 800).

Машины первой группы широко используются в химической, а второй - в угледобывающей промышленности.

Существуют непрерывно действующие центрифуги с инерционной и вибрационной выгрузкой осадка [15-17].

### Сепараторы

Сепараторы - это осадительные сверхцентрифуги, предназначенные для разделения эмульсий и осветления тонких низкоконцентрированных суспензий с частицами размером от 0,1 мкм (рис. 116). В последнем случае используются и трубчатые сверхцентрифуги.

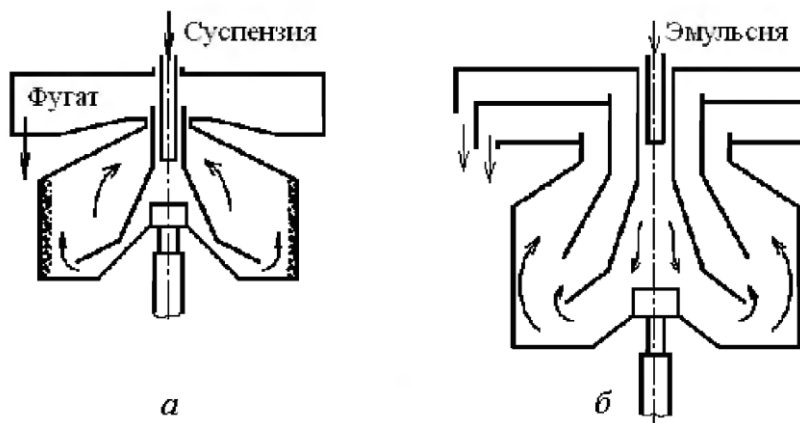


Рис. 116 - Схемы сепараторов: а - однокамерный осветляющий, б - однокамерный разделяющий

### Гидроциклоны

Гидроциклоны - это аппараты, в которых для разделения жидких неоднородных систем используется поле центробежных сил, возникающих

в закрученном потоке жидкости. Фактор разделения в этом случае от 500 до 2000. Гидроциклоны применяются для сгущения, осветления и классификации суспензий. Они несложны по конструкции, компактны, высокопроизводительны, дешевы в изготовлении и просты в эксплуатации. Твердые частицы и жидкость движутся по двум траекториям: пристенной, по которой опускаются наиболее крупные частицы, и внутренней, по

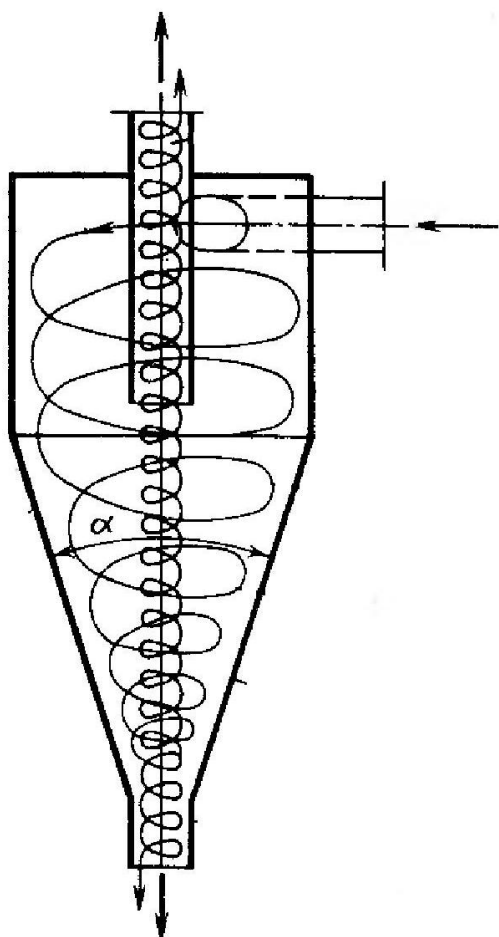


Рис. 117 – Схема траектории  
жидкости в гидроциклоне

которой поднимается столб жидкости с легкими частицами.

Внутренний поток имеет цилиндрическую форму, диаметр цилиндра примерно равен диаметру сливного патрубка (рис. 117).

Восходящий поток жидкости с внутренней стороны ограничен воздушным столбом, форма и размеры которого определяют работу гидроциклона. Наибольший диаметр воздушного столба составляет 55-65 % от диаметра сливного патрубка.

Эффективность работы гидроциклона зависит от диаметра корпуса и патрубков, угла

конусности, давления на входе, концентрации суспензии, размеров твердых частиц, плотности твердой и жидкой фазы и т. д.

С увеличением диаметра аппарата повышается его производительность, но ухудшаются качественные показатели разделения, поэтому для обработки тонких суспензий применяют гидроциклоны малых диаметров [14-17].



## Пылеочистное оборудование

Используются следующие методы разделения пылегазовых систем:

- Осаждение в гравитационном, центробежном или электрическом поле.
- Мокрая очистка (улавливание частиц жидкостью).
- Фильтрация.
- Комплексная очистка (мокрая очистка с абсорбцией компонента газа).

### Групповые циклоны

Для обеспечения заданной производительности используют группы параллельно работающих циклонов с общим пылесборником, подводящим и отводящим коллекторами (рис. 118). Использование нескольких циклонов меньшего диаметра вместо одного - большего диаметра - предпочтительнее, так как при одинаковой линейной скорости газа центробежные силы возрастают с уменьшением диаметра аппарата.

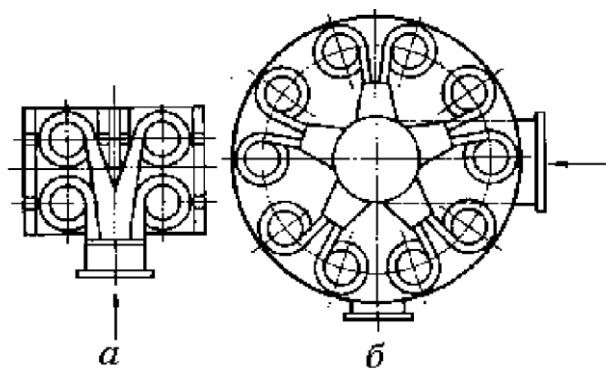


Рис. 118 - Схемы групповых циклонов:  
а - попарная компоновка; б - круговая  
компоновка

Обычно применяют попарную компоновку с общим числом циклонов от 2 до 8 или круговую, располагая 10-14 циклонов вокруг вертикального подводящего газохода.

Степень очистки в группе такая же, как и в одном циклоне, входящем в группу [14-17].

### Батарейные циклоны

В батарейных циклонах (рис. 119) наиболее полно реализуются преимущества малых циклонов. Батарейные циклоны иногда называют мультициклонами.

Диаметр элементов батарейного циклона обычно 100-300 мм. Их число в батарее достигает нескольких сотен. В отечественных конструкциях в одном аппарате 792 циклонных элемента при расходе газа до  $650000 \text{ м}^3/\text{ч}$ .

Для закручивания газа в возвратно-поточных циклонных элементах используют тангенциальные или осевые завихрители.

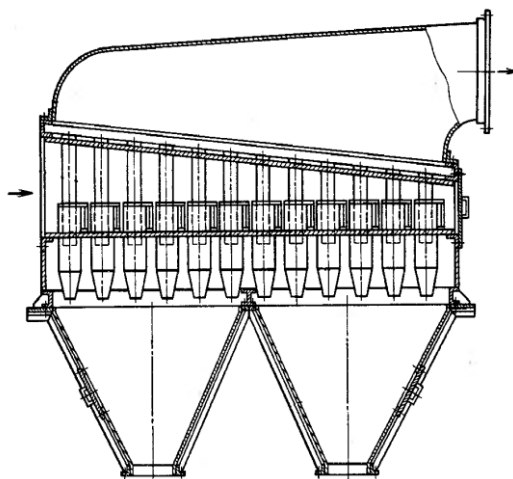


Рис. 119 - Схема батарейного циклона

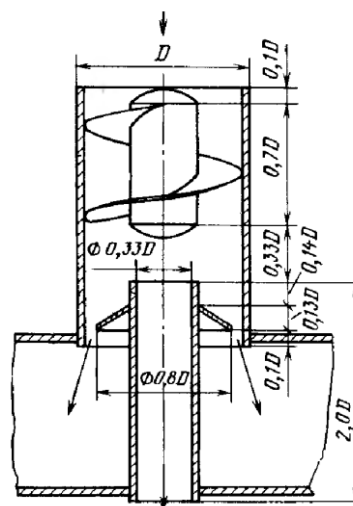


Рис. 120 - Схема прямооточного циклона

Возвратно-поточные элементы имеют значительное гидравлическое сопротивление за счет поворота газа на  $180^\circ$ . Поворот приводит к дополнительной турбулизации газа, что ведет к выносу мелких фракций пыли, т.е. к снижению степени очистки.

Для исключения этих недостатков созданы прямооточные батарейные циклоны. Прямоточный циклон (рис. 120) является пылеконцентратором и не позволяет полностью отделить твердую фазу от газа

Поэтому для окончательного отделения пыли батарейные циклоны с прямооточными элементами работают дополнительно с обычными циклонами или с тканевыми фильтрами [14-17].

### Рукавные фильтры

При работе рукавного фильтра (рис. 121, а) используются те же фильтрующие материалы, что и при фильтровании суспензий. Выбор пористой перегородки обусловлен рядом факторов: химическими

свойствами фильтруемого газа; температурой газа; гидравлическим сопротивлением фильтровальной перегородки; размерами взвешенных в газе частиц. Выбор ткани для рукавов определяется ее механической прочностью, химической и термической стойкостью. Верхний температурный предел работы рукавных фильтров обусловлен термостойкостью ткани, а нижний - температурой точки росы, при которой происходит увлажнение и замазывание ткани грязью, вызывающее резкое повышение гидравлического сопротивления.

В зависимости от вида фильтровальной перегородки различают следующие фильтры для газов:

- ❖ *с гибкими* пористыми перегородками из природных, синтетических и минеральных волокон (тканевые материалы), нетканых волокнистых материалов (войлок, картон и др.), пористых листовых материалов (губчатая резина, пенополиуретан и др.), металлоткани;

- ❖ *с полужесткими* пористыми перегородками (слои из волокон, стружки, сеток);

- ❖ *с жесткими* пористыми перегородками из зернистых материалов (пористые керамика, пластмасса, спеченные или спрессованные порошки металлов и др.);

- ❖ *с зернистыми* слоями из кокса, гравия, кварцевого песка и др.

В рукавных фильтрах достигается высокая степень очистки - до 98-99%. Основные недостатки - быстрый износ ткани и закупорка пор в ткани [14-16].

### **Аппараты мокрой пылеочистки**

**Пылеуловитель с псевдооживленной шаровой насадкой** (рис. 121, б). Высота неподвижного слоя насадки 200-300 мм при расстоянии между решетками 1200-1500 мм. Шары насадки изготавливают из полиэтилена, полистирола, резины, стекла и других материалов. Диаметр шаров не

должен превышать 1/10 от диаметра аппарата. Диаметр промышленных аппаратов такого типа достигает 6,5 м [14-16].

### Скруббер Вентури

Большинство мокрых пылеуловителей не улавливают твердые частицы менее 1 мкм. Эта задача решается лишь при значительном увеличении скорости газа относительно капель жидкости. Высокая относительная скорость достигается в скрубберах Вентури (рис. 121, в).

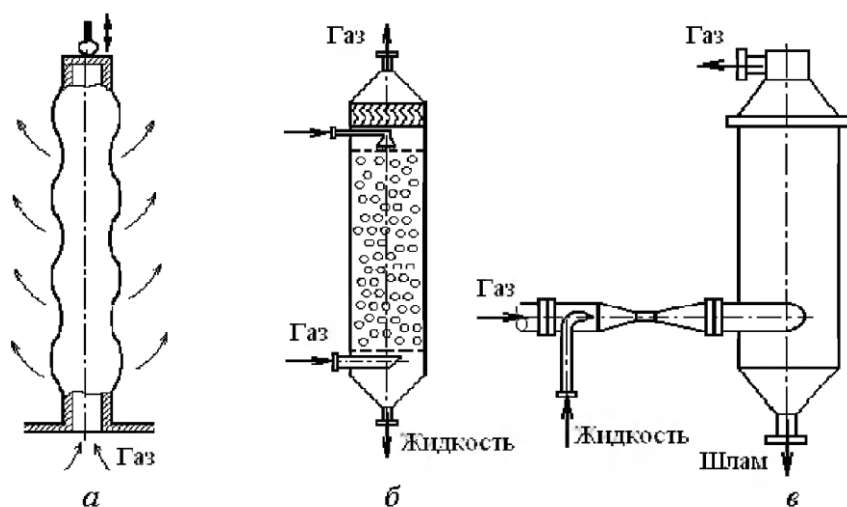


Рис. 121 - Схемы пылеочистителей: а рукавный фильтр; б - скруббер с псевдоожиженной насадкой; в - скруббер Вентури

### Электрофилтры

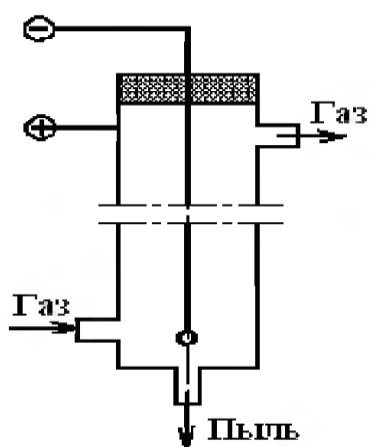


Рис. 122 – Схема работы электрофилтра

Электрофилтры подразделяются на сухие и мокрые. Сухие электрофилтры улавливают твердые частицы при периодическом встряхивании их с электродов.

Мокрые электрофилтры служат для улавливания вместе с пылью капелек тумана. Уловленная пыль смывается с электродов водой.

Электрофилтры используют для наиболее полной очистки газа от мельчайших

частиц и капелек размером от 0,005 мкм при их малой концентрации. Они работают обычно при скоростях газа 0,2-1,5 м/с. Схема электрофильтра приведена на рис. 122.

Характер процесса электроочистки газа (заряд, движение и осаждение взвешенных частиц) определяется в основном напряженностью электрического поля в межэлектродном пространстве [14-16].

## НАСОСНОЕ ОБОРУДОВАНИЕ

### Классификация и области применения насосов

**Насосы** - это машины, в которых происходит преобразование механической энергии привода в гидравлическую энергию перекачиваемой жидкости, благодаря чему осуществляется ее перемещение.

В химических и нефтехимических производствах насосы являются одним из основных видов оборудования, надежная работа которого обеспечивает непрерывность технологического процесса. Насосное оборудование используют для перекачивания жидкостей с разными физико-химическими свойствами (кислот, щелочей различных концентраций, органических продуктов, сжиженных газов и др. веществ) при различных температурах. Перекачиваемые жидкости характеризуются различной температурой кристаллизации, содержанием растворенных газов, взрывоопасностью, токсичностью, склонностью к полимеризации, налипанию и т.п.

От параметров перекачиваемой жидкости во многом зависит тип и надежность работы насоса. Как показывает практика, даже самый надежный насос, работающий не в номинальном режиме или по показателям назначения не соответствующий месту установки, быстро выходит из строя.

По принципу действия все насосы (рис. 123) делят на две большие группы - объемные, динамические, а также эрлифты и монтежю, в которых для перемещения жидкости используется энергия сжатого воздуха.

**Объемные насосы.** Для транспортировки жидкостей при высоких давлениях применяют объемные насосы. На рис. 124 показаны схемы объемных насосов. В отечественной номенклатуре в большом диапазоне по применению и параметрам представлены объемные насосы с возвратно-поступательным: поршневые, плунжерные, диафрагменные и вращательным движением рабочего органа (роторные): ротационные, одно-, двух- и трех винтовые, шестеренчатые.

Принцип действия их состоит в вытеснении некоторого количества жидкости из рабочего объема машины. Энергия жидкости в них повышается в результате увеличения давления, величина которого в основном определяется механической прочностью силовых элементов насоса.

В объемных насосах подача (производительность) не зависит от напора. Подача пропорциональна скорости перемещения рабочего органа или числу циклов в единицу времени. Объемные насосы самовсасывающие, они предназначены для перекачивания мало- и высоковязких, криогенных жидкостей, а также жидкостей с большим содержанием газов, паст, смол и других плохо текучих продуктов.

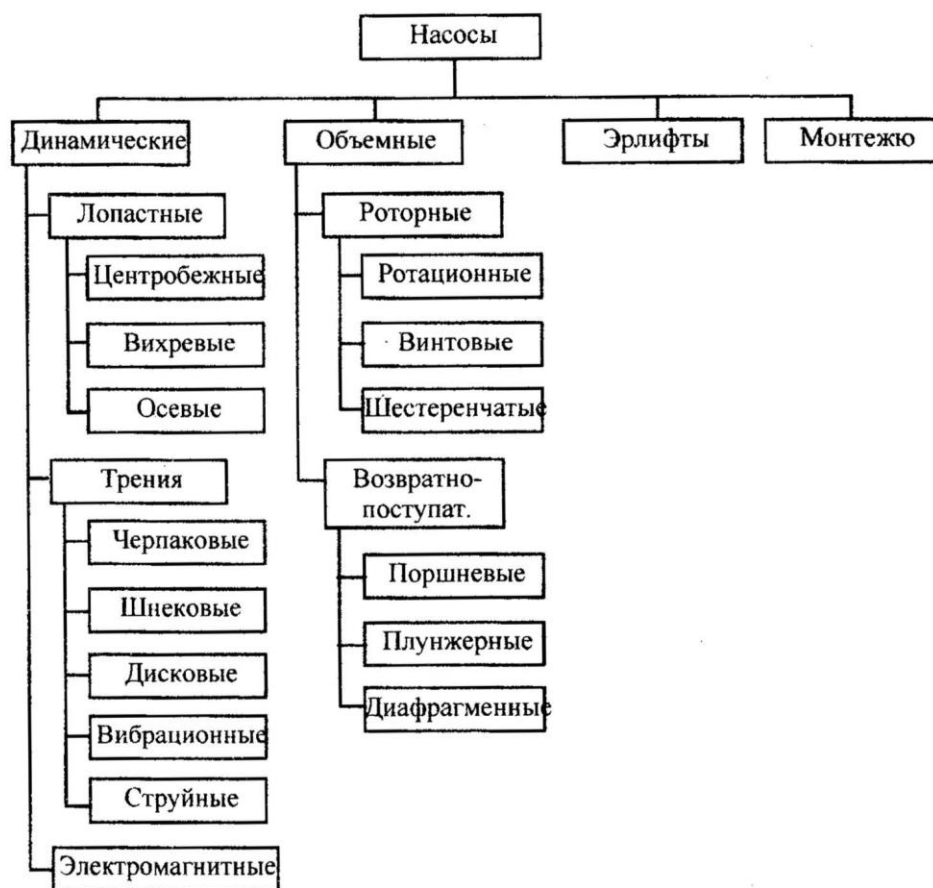


Рис. 123 – Классификация насосов

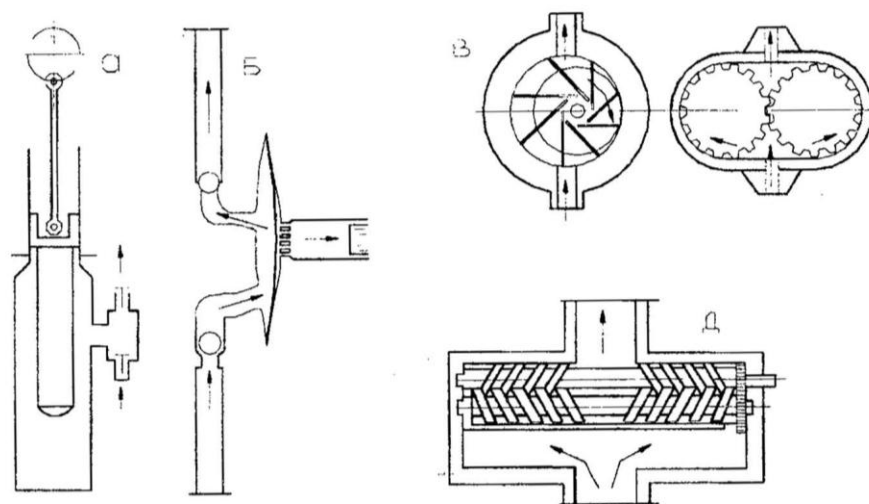


Рис. 124 – Схемы конструкций объемных насосов: а – плунжерный, б – диафрагменный, в – ротационный, г – шестеренчатый, д – винтовой

**Динамические насосы.** В насосах этого типа энергия жидкости увеличивается благодаря взаимодействию лопаток рабочего колеса и обтекающего их потока. Под действием вращающихся лопаток жидкость приводится во вращательное и поступательное движение. При этом ее давление и скорость возрастают по мере движения от входа в рабочее колесо к его выходу. В динамическом насосе доля кинетической энергии в приращении энергии жидкости больше вследствие высоких скоростей на выходе из рабочего колеса.

В первую очередь к ним можно отнести лопастные насосы: вихревые, центробежные, диагональные, осевые - именно в таком порядке возрастают подачи насосов и уменьшаются создаваемые напоры. К динамическим насосам также относятся насосы трения: черпаковые, шнековые, дисковые, вибрационные и электромагнитные насосы. При большом разнообразии конструкций все динамические насосы состоят из ряда однотипных элементов (ступеней), которые можно рассматривать как элементарные насосы.

**Центробежные насосы** отличаются большим разнообразием типов. Несмотря на принципиальное сходство конструкций, центробежные насосы



разных типов имеют ряд особенностей, позволяющих эксплуатировать их в различных условиях.

Принципиальная схема центробежного насоса приведена на рис. 125. Центробежный насос (или ступень многоступенчатого насоса) состоит из подвода 1, рабочего колеса 2, ротора 3, отвода 4.

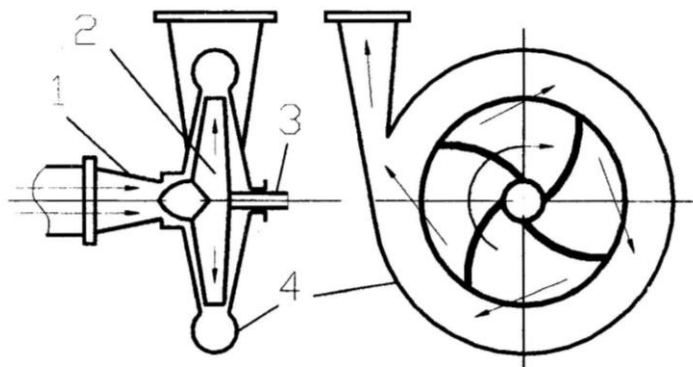


Рис. 125 - Схема конструкции центробежного насоса: 1 – подвод, 2 – рабочее колесо, 3 – ротор, 4 – отвод

Жидкость подается во входной патрубок насоса и затем в рабочее колесо, откуда под действием вращающихся лопаток нагнетается в отвод. Давление жидкости на выходе при этом становится больше, чем на входе.

К достоинствам центробежных насосов можно отнести: отсутствие пульсаций потока жидкости, клапанов (в отличие от поршневых); высокую приспособляемость к различным условиям работы, благодаря применению соответствующих типов колес; возможность работы при закрытой напорной линии.

Недостатками центробежных насосов являются: ограниченный диапазон подач и напоров; низкий КПД при отклонении от номинальных режимов работы; снижение КПД с ростом вязкости перекачиваемой жидкости; зависимость подачи от противодействия и сопротивления системы; невозможность удаления воздуха из всасывающей линии без специальных устройств.

**Вихревые насосы.** Отличительная особенность этого типа насосов -

вихревое движение жидкости (рис. 126). Такое движение жидкости сопровождается повышенными потерями энергии, в результате чего КПД насосов не превышает 40-50%. Вихревые насосы могут удалять воздух из всасывающей линии, т.е. перекачивать газожидкостные смеси, и обеспечивают самовсасывание.

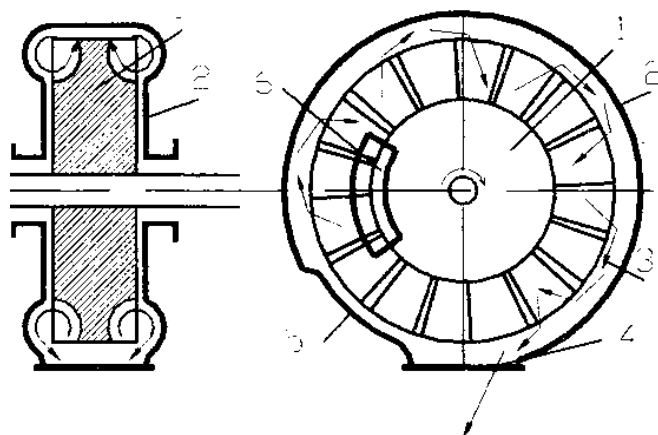


Рис. 126 - Схема конструкции вихревого насоса: 1 - корпус; 2 - рабочее колесо; 3 - кольцевой канал; 4 - нагнетательный патрубок; 5 - уплотняющий участок; 6 - входное окно

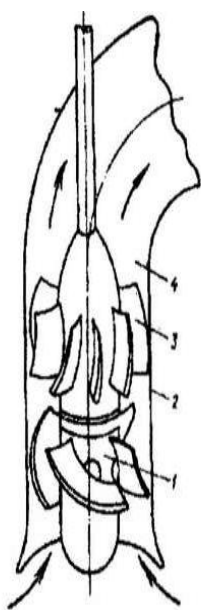


Рис. 127 – Схема конструкции осевого насоса: 1 - рабочее колесо; 2 - корпус; 3 - направляющий аппарат; 4 - трубопровод

**Диагональные и осевые насосы** используют для создания больших подач при перекачивании загрязненной воды, очищенных стоков, вязких и мало вязких продуктов, подпиточной и оборотной воды. По сравнению с диагональными осевые насосы (рис. 127) имеют большие подачи и меньшие напоры.

В химической и нефтехимической промышленности широкое распространение получили, в основном, поршневые, плунжерные, ротационные и центробежные насосы. На рис. 128 показаны

рекомендуемые области применения насосов.

Поршневые и плунжерные насосы отличаются более высокими КПД и создаваемыми давлениями, но ограничены производительностью.

Применение центробежных насосов в области малых производительностей ограничено вследствие сложности изготовления колес и корпусов с проточными каналами малых размеров, низким КПД.

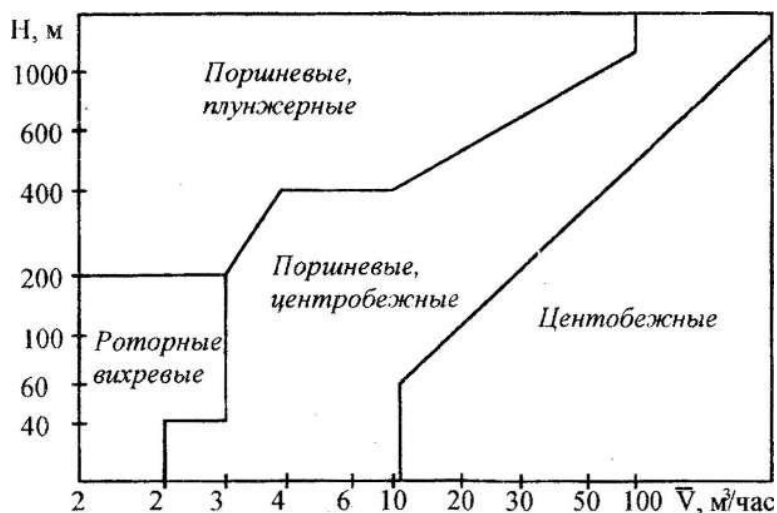


Рис. 128 – Области применения насосов

Вихревые насосы ограничены небольшой производительностью из-за низкого КПД, используются для перекачивания незагрязненных жидкостей, что обусловлено наличием малых зазоров между колесом и стенками корпуса [7].

### Параметры насосов

Работа насоса и насосной установки характеризуется рядом параметров.

**Подача насоса.** Различают объемную и массовую подачу насоса. Объемная Q (массовая M) подача - объем (масса) жидкости, подаваемой насосом в напорный патрубок в единицу времени. Объемная и массовая подачи связаны соотношением

$$M = \rho \cdot Q, \quad (14)$$

где  $\rho$  — плотность жидкости.

В отдельных случаях на практике выделяют подачи: номинальную - в соответствии с техническим паспортом насоса; оптимальную - в режиме максимального КПД насоса; минимальную и максимальную - минимально и максимально допустимые подачи насоса по условиям эксплуатации.

**Напор насоса** - энергия, сообщаемая насосом единице веса перемещаемой жидкости. Напор равен разности полных напоров за насосом на линии нагнетания и на линии всасывания:

$$H_n = p_n / \rho \cdot g + w_n^2 / 2g + z_n, \quad H_{вс} = p_{вс} / \rho \cdot g + w_{вс}^2 / 2g + z_{вс}$$

$$H = H_n - H_{вс} = (p_n - p_{вс}) / \rho \cdot g + (w_n^2 - w_{вс}^2) / 2 \cdot g + (z_n - z_{вс}), \quad (15)$$

где  $p_n$  и  $p_{вс}$  - абсолютные давления на выходе и входе насоса;  $w_n$  и  $w_{вс}$  - скорости жидкости на выходе и входе насоса;  $z_n$  и  $z_{вс}$  - высоты точек замера давления, отсчитанные от произвольной горизонтальной плоскости сравнения (например, уровня жидкости в приемной емкости).

**Полезная мощность** - мощность, сообщаемая насосом, перемещаемой жидкости:

$$N_n = Q \cdot \rho \cdot g \cdot H \quad (16)$$

**Мощность (эффективная) на валу насоса:**

$$N_e = N_n / \eta_n \quad (17)$$

**Коэффициент полезного действия** насоса выражают как произведение трех коэффициентов, характеризующих отдельные виды потерь энергии в насосе:

$$\eta_n = \eta_g \cdot \eta_{об} \cdot \eta_{мех} \quad (18)$$

где  $\eta_g, \eta_{об}, \eta_{мех}$  - гидравлический, объемный и механический КПД насоса, соответственно.

К насосу подводится энергия, часть которой теряется, превращаясь в тепло. Потери энергии в насосе подразделяют на гидравлические, объемные и механические.

Гидравлические потери энергии связаны с трением жидкости и вихреобразованием в проточной части. Для лопастных насосов это

сопротивление подвода, рабочего колеса и отвода (без учета трубопроводов).

Теоретический напор  $H_T$ , создаваемый насосом, больше напора действительного  $H$  на величину гидравлических потерь  $h_r$ :

$$H_T = H + h_r \quad (19)$$

Гидравлический КПД представляет собой отношение действительного напора к теоретическому:

$$\eta_r = H/H_T \quad (20)$$

Объемные потери связаны с перетеканием жидкости через зазоры из области повышенного давления в область пониженного давления, а также утечками через уплотнения. Таким образом, теряется часть энергии, которая учитывается объемным КПД:

$$\eta_{об} = Q/Q_T = (Q_T - Q_{ут})/Q_T = 1 - Q_{ут}/Q_T \quad (21)$$

где  $Q_T$  - теоретическая производительность насоса;  $Q_{ут}$  - утечки и перетечки из насоса.

К механическим относятся потери на трение в подшипниках, в уплотнениях вала, потери на трение жидкости о нерабочие поверхности рабочих колес (дисковое трение).

Величина механических потерь оценивается механическим КПД:

$$\eta_{мех} = N_r/N_b \quad (22)$$

Обычно для современных центробежных насосов  $\eta_r = 0,90-0,96$ ;  $\eta_{об} = 0,96-0,98$ ;  $\eta_{мех} = 0,80-0,94$ . Значения КПД насосов в целом, таким образом, находятся в пределах  $0,6-0,9$ .

Для оценки насосного агрегата в целом используется КПД агрегата (насосной установки) –  $\eta_a$ , вычисляемый как отношение полезной мощности насоса к мощности агрегата (в случае электрического привода насоса мощность агрегата — электрическая мощность на клеммах двигателя).

Таким образом, мощность насоса при электрическом приводе

$$N_H = N_{пр}/\eta_a = N_{пр}/\eta_r \cdot \eta_{об} \cdot \eta_{мех} \cdot \eta_{эл} \quad (23)$$

Мощность приводного двигателя выбирают с учетом возможного

отклонения режима работы насоса от его номинального (паспортного) режима. Чтобы не перегружать двигатель при любых отклонениях от номинального режима и при пуске, его мощность выбирают с запасом:

$$N_{дв}=k \cdot N_n, \quad (24)$$

где коэффициент запаса мощности  $k = 1,1-1,5$  (увеличивается с уменьшением мощности насоса) [7].

### **Конструктивные элементы центробежных, осевых и вихревых насосов**

Несмотря на общий принцип действия, состоящий в подводе энергии потоку жидкости в рабочих колесах, вихревые, центробежные, диагональные и осевые насосы отличаются между собой конструкцией рабочих колес и неподвижных элементов (подводов, отводов и т.п.). Разное направление движения потока жидкости в рабочих колесах насоса не нарушает процесса передачи энергии от лопаток рабочих колес к потоку, но в значительной степени определяет параметры и эксплуатационные характеристики насосов.

На рис. 129 приведены конструктивные схемы рабочих колес лопастных насосов. Радиальное рабочее колесо закрытого типа (рис. 129, а) состоит из ведомого 1 и ведущего 3 дисков с расположенными между ними лопатками 2. Рабочие колеса полуоткрытого и открытого типов (рис. 129, б, в) не имеют покрывающих дисков, причем их лопатки выполнены заодно с основными дисками.

Рабочее колесо вихревого насоса (рис. 129, г) представляет собой втулку с радиальными лопастями. Рабочее колесо осевого насоса закрытого типа снабжено рядом коротких лопаток по периферии диска.

Подводы предназначены для подачи жидкости от входных патрубков насосов к рабочим колесам первой ступени (или от предыдущей ступени к последующей) с минимальными потерями и обеспечивает требуемое распределение скоростей на входе в рабочее колесо.

Подводы для центробежных насосов выполняют (рис. 130) в виде

конфузорного патрубка (а), изогнутого колена (б), кольцевой камеры (в) или полуспирального типа (г); для осевых насосов — в виде патрубка, изогнутого колена или камеры.

Отводы служат для сбора жидкости за рабочим колесом, преобразования кинетической энергии жидкости в энергию давления за счет уменьшения скорости потока, подвода жидкости к напорному патрубку или к следующей ступени насоса.

Отводы центробежных насосов (рис. 131) выполняют спиральными (а), кольцевыми (б), в виде направляющих аппаратов (в), составными (г), представляющими собой комбинацию направляющего аппарата со спиральным или кольцевым отводом. Для осевых насосов в качестве отвода служат направляющие аппараты, выполненные в виде ряда неподвижных профилированных лопаток, расположенных равномерно по окружности [7-9].

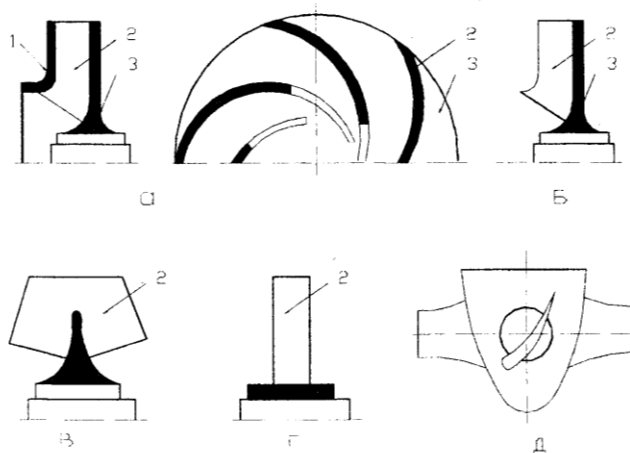


Рис. 129 – Рабочие колеса лопастных насосов: 1 – покрывающий диск, 2 – лопатка, 3 – основной диск

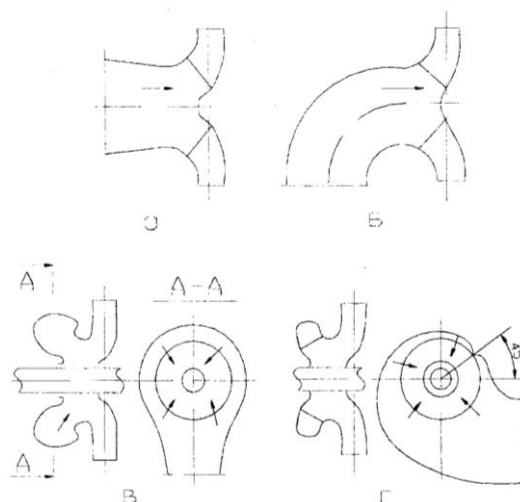


Рис. 130 – Подводы центробежных насосов – а) осевой, б) угловой, в) цилиндрический, г) спиральный.

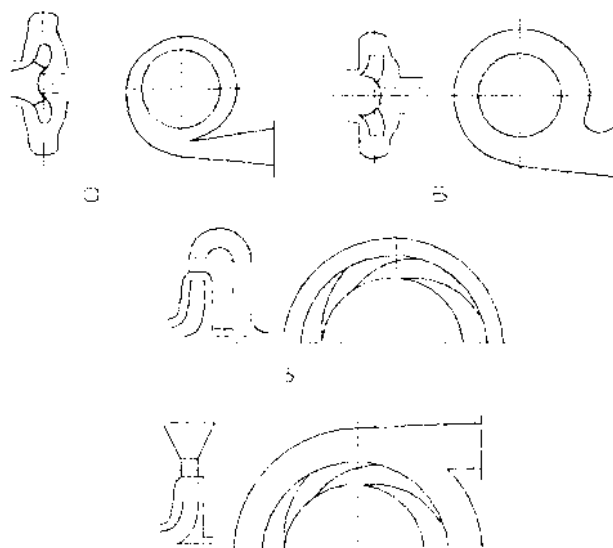


Рис. 131 - Отводы центробежных насосов: а, б - цилиндрический с внешним диффузором, в - с лопаточным диффузором и поворотным коленом (промежуточная ступень); г - с лопаточным диффузором (концевая ступень)

### Конструкции насосов. Лопастные насосы

**Консольные насосы.** Насосы центробежные типов К, КМ, КМЛ - горизонтальные одноступенчатые машины с односторонним подводом жидкости к рабочему колесу. Они предназначены для перекачивания воды при температуре от 0 до 85 °С, а также других жидкостей, сходных с водой по плотности и химической активности. Насосы имеют подачу от 5 до 360 м<sup>3</sup>/ч, напор 10- 90 м.

Насосы типа К выполнены на отдельной стойке и могут применяться для перекачивания жидкостей при температуре до 105 °С. Насосы типа К - консольные одноступенчатые с приводом от электродвигателя через упругую муфту. Перекачиваемая жидкость подается горизонтально по оси насоса, а отводится вертикально вверх (в зависимости от условий монтажа и эксплуатации напорный патрубок можно повернуть на угол, кратный 90°).

Конструкция насосов этого типа показана на рис. 132.



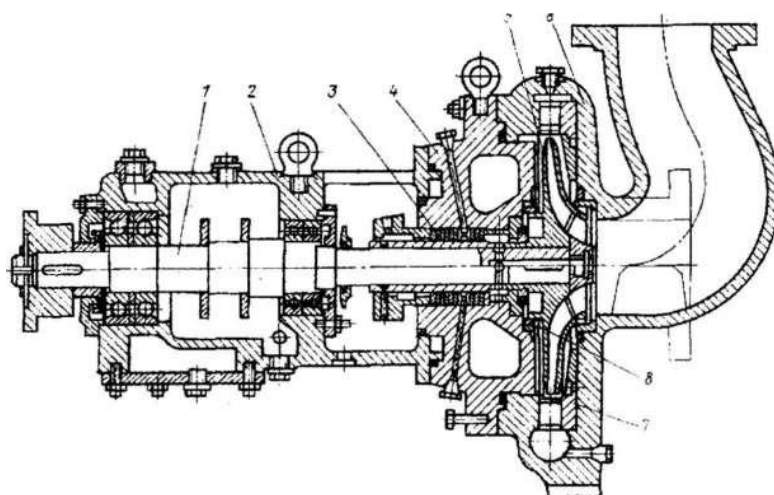


Рис. 132 - Консольный центробежный насос типа К с направляющим аппаратом: 1 - вал; 2 - подшипниковый кронштейн; 3 - уплотнение; 4 - крышка; 5 - рабочее колесо; 6 - корпус; 7 - направляющий аппарат; 8 - уплотнительное кольцо

Насосы типа КМ (КМЛ) - моноблочные с горизонтальным валом. В этих насосах рабочее колесо размещено непосредственно на валу специального электродвигателя с удлиненным концом, а корпус насоса прикреплен к фланцу электродвигателя непосредственно (у насосов мощностью до 10 кВт) или через фонарь (у насосов мощностью 10 кВт и выше).

**Горизонтальные насосы.** Насосы типа Д - двухстороннего входа, одноступенчатые, с полуспиральным подводом жидкости к рабочему колесу (рис. 133), с горизонтальным разъемом корпуса и выносными подшипниками качения. Подача насосов 100-12 500 м<sup>3</sup>/ч, напор 11 -125 м. Привод насоса - от электродвигателя через упругую муфту.

**Химические насосы.** Нашли применение в химической, нефтехимической и других отраслях промышленности. Насосы центробежные типа Х, АХ, ТХ - горизонтальные, консольные, одноступенчатые, расположены на отдельной стойке.

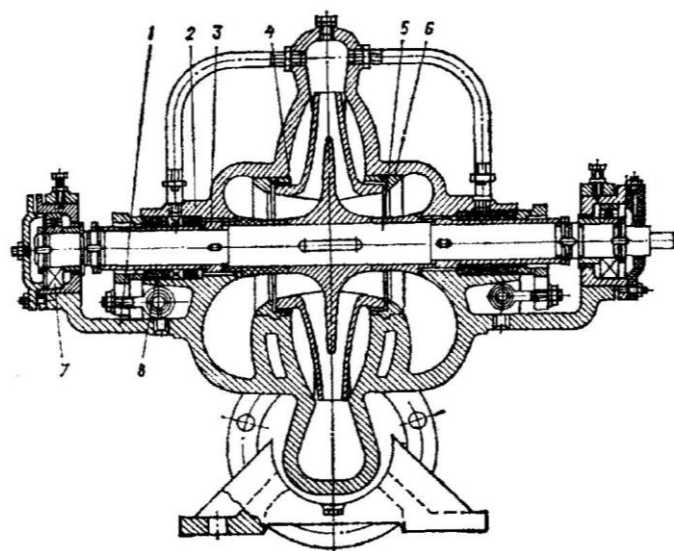


Рис. 133 – Горизонтальный центробежный насос типа Д: 1 – корпус, 2 – крышка, 3 – защитная втулка, 4 – рабочее колесо, 5 – вал, 6 – уплотнительное колесо, 7 – подшипник, 8 – набивка сальника

Предназначены для перекачивания химически активных и нейтральных жидкостей плотностью не более  $1850 \text{ кг/м}^3$ , содержащих твердые включения концентрацией не более 0,1 %, 1,5 % и 15 % (в зависимости от типа), с подачей жидкостей до  $500 \text{ м}^3/\text{ч}$  и напором до 240 м.

Подвод перекачиваемой жидкости к насосу производится горизонтально по оси, отвод - вертикально вверх. Уплотнения вала - мягкий сальник или одинарное торцовое, или двойное торцовое, или одинарное торцовое с резиновым сильфоном.

Насосы центробежные типов ТХИ и АХИ, АХП и ХП - вертикальные, погружные, одно-и двухступенчатые, с приводом от электродвигателя через упругую муфту. Подача насосов от 2 до  $700 \text{ м}^3/\text{час}$ , напор от 10 до 100 м. Насосы типов ТХИ и АХИ выполняют с выносными опорами, подшипники находятся выше уровня жидкости в резервуаре, из которого она откачивается. Насосы типа ХП выполняются с опорами в перекачиваемой жидкости.

**Центробежные герметичные электронасосы.** Насосы типов ЦГ, ХГ и ХГВ применяют для перекачивания в стационарных условиях различных

агрессивных, нейтральных, токсичных и взрывоопасных жидкостей и сжиженных газов при температуре от 100 до 360° С. При перекачивании жидкостей, склонных к изменению физического состояния (кристаллизация, смолообразование, отверждение, испарение и др.).

Электронасосы этих типов представляют собой единый герметичный агрегат, состоящий из насосной части и специального встроенного трехфазного асинхронного электродвигателя с короткозамкнутым ротором.

Насосы типа ЦГ - центробежные одноступенчатые, со спиральным отводом и осевым подводом. Рабочее колесо - одностороннего входа, расположено на валу электродвигателя. Подача насоса - от 25 до 200 м<sup>3</sup>/ч, напор 50 м.

Насосы типа ХГ и ХГВ могут быть установлены во взрывоопасных помещениях всех классов, включая наружные установки. По номинальным значениям насосы типа ХГ охватывают область подач от 8 до 90 м<sup>3</sup>/ч, напоров — от 18 до 88 м, ХГВ от 2 до 500 м<sup>3</sup>/ч, напоров - от 6 до 210 м.

**Вихревые насосы.** Эти насосы применяют в относительно небольшом диапазоне подач и напоров. Насосы конструктивно однотипны: горизонтальные, одно- и двухступенчатые. Насосы типа ВК имеют только вихревое рабочее колесо, типа ЦВ - центробежное и вихревое рабочие колеса. Вихревое колесо представляет собой диск с пазами по наружному диаметру, образующими лопасти колеса. Насосы типа ВК предназначены для перекачивания воды при температуре до 85°С, нейтральных и агрессивных сред. Для перекачивания легко застывающих жидкостей вихревые насосы типа ВК изготавливают с обогревом (исполнение ВКО). Эти насосы имеют крышку обогрева и диск, которые вместе с крышкой корпуса и корпусом образуют камеры обогрева.

Центробежно-вихревые насосы типа ЦВ (ЦВК) предназначены для перекачивания воды. Насосы типа ЦВК - горизонтальные двухступенчатые с односторонним подводом жидкости, подачей 14,4 м<sup>3</sup>/ч при напоре от 85 до 160 м (рис. 134). Рабочее колесо первой ступени — центробежное;

обеспечивает бескавитационную работу вихревой ступени, благодаря чему насос обладает высотой всасывания до 7 м.

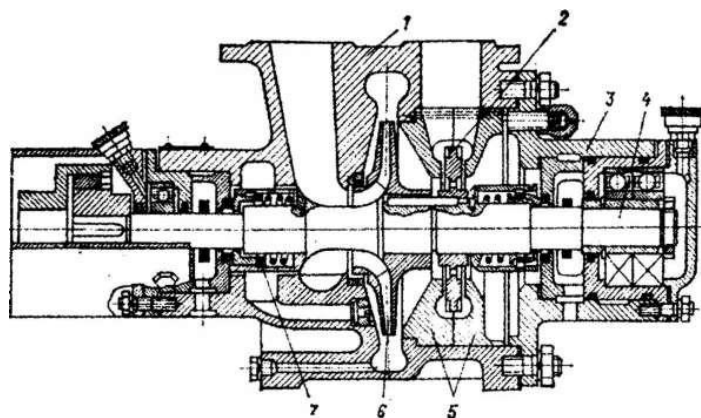


Рис. 134 - Центробежно-вихревой насос: 1 - корпус; 2 - вихревая ступень; 3 - крышка; 4 - вал; 5 - неподвижные вставки; 6 - центробежная ступень; 7 - торцевое уплотнение

**Осевые насосы.** Химические, горизонтальные насосы типа ОХГ - широко применяют в химической, целлюлозно-бумажной и других отраслях промышленности для перемещения агрессивных жидкостей. Давление на входе в насос составляет не более  $7,8 \cdot 10^5$  Па, подача - от 400 до 12000 м<sup>3</sup>/ч, напор от 1 до 11 м.

Насосы типа ЦВК - горизонтальные двухступенчатые с односторонним подводом жидкости, подачей 14,4 м<sup>3</sup>/ч при напоре от 85 до 160 м [7-9].

### Объемные насосы

**Шестеренчатые насосы.** Насосы типа Ш (рис. 135) предназначены для перекачивания нефтепродуктов, легкозастывающих жидкостей типа парафина температурой до 100 °С и других, не вызывающих коррозии рабочих органов насосов, обладающих смазывающей способностью.

При вращении шестерен насоса на стороне всасывания создается пониженное давление, жидкость заполняет впадины между зубьями шестерен и перемещается в сторону нагнетания, при этом зубья одной шестерни входят во впадины другой и вытесняют перекачиваемую жидкость в

нагнетательный патрубок. Диапазон подач насосов находится в пределах от 0,22 до 36 м<sup>3</sup>/ч, давлений - от 0,15 до 2,5 МПа.

**Винтовые насосы.** Одновинтовые, двухвинтовые и трехвинтовые насосные агрегаты типа 1В, 2ВВ и 3В предназначены для перекачивания чистых и загрязненных жидкостей, нефтепродуктов и др. химических жидкостей температурой до 80 °С. Основные рабочие органы насоса 1В - неподвижная резиновая обойма с двухзаходной винтовой поверхностью и вращающийся в ней металлический однозаходный винт. При вращении винта между ним и поверхностью обоймы образуются полости, в которые засасывается перекачиваемая жидкость, затем перемещающаяся вдоль оси винта к полости нагнетания. При этом на всасывающей стороне создается вакуум, обеспечивающий всасывание жидкости на высоту до 6 м.

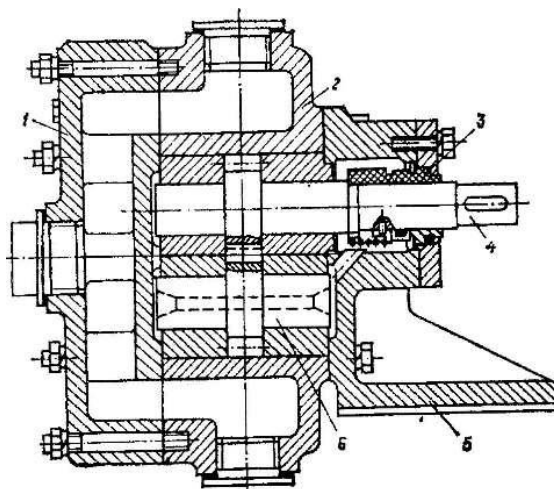


Рис. 135 - Шестеренчатый насос типа Ш: 1 - крышка обогревательного канала ; 2 - корпус; 3 – уплотнение, 4 - ведущий ротор; 5 - стойка; 6 - ведомый ротор

Рабочие органы насоса 2В (рис. 136) - корпус с обоймой и винты - роторы (ведущий и ведомый), расположенные в смежных сквозных расточках обоймы. Винты имеют двухстороннюю нарезку специальной формы. Жидкость, поступающая в насос через всасывающий патрубок, разделяется на два потока и заполняет впадины винтов. Благодаря различному направлению нарезки в правой и левой частях винтов жидкость,

движущаяся вдоль оси насоса к середине, вытесняется в нагнетательную полость.

Двухсторонний подвод жидкости обеспечивает гидравлическую разгрузку винтов от осевых усилий. Вращение с ведущего винта передается на ведомый синхронизирующими шестернями. Подача от 1,6 до 85 м<sup>3</sup>/ч, давление нагнетания - 0,4 - 2,0 МПа.

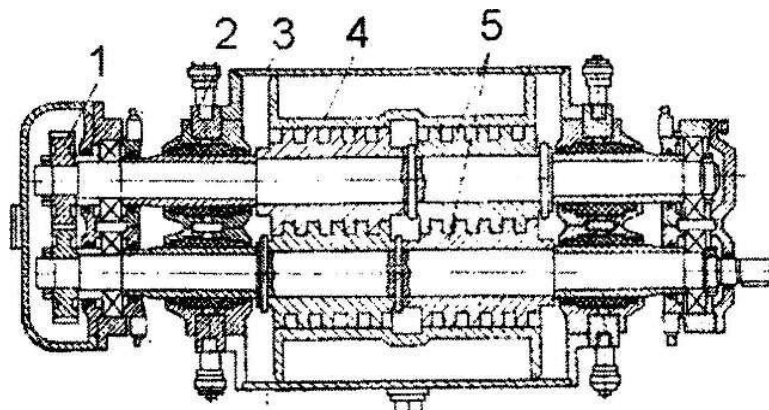


Рис. 136 - Двухвинтовой насос типа 2BV 1 - синхронизирующие шестерни; 2 - уплотнение; 3 - корпус; 4 - обойма; 5 - ведущий и ведомый винты (роторы)

Рабочие органы насосов типа 3В - три винта нарезки винтовой линии (один из них ведущий) и обойма с тремя смежными отверстиями. Из всасывающей полости насоса жидкость поступает во впадины нарезки винтов, взаимно замыкающихся при вращении. Заключенный в нарезке винтов объем жидкости перемещается в обойме прямолинейно и вытесняется в нагнетательную полость. Подача насосов - 0,4-350 м<sup>3</sup>/ч, напор 1,4-16 МПа. Трехвинтовые насосы характеризуются долговечностью, перекачивают жидкость без пульсаций.

**Поршневые насосы.** К поршневым насосам относятся дозировочные, паровые, пневмогазоприводные и гидроприводные насосы.

**Дозировочные насосы** и электронасосные агрегаты типа НД и НДС с максимальной подачей одного цилиндра 0,00004 - 2,5 м<sup>3</sup>/ч, давлением до 40

МПа обеспечивают объемное дозирование нейтральных и агрессивных жидкостей, эмульсий и суспензий от -15 до +200 °С, органических и неорганических жидкостей в технологических процессах различных производств.

Дозировочный электронасосный агрегат типа НД состоит из двигателя, редуктора, кулачкового механизма для преобразования вращательного движения приводного вала в возвратно-поступательное движение плунжера и гидроцилиндра. Гидроцилиндр снабжен комплектом всасывающих и нагнетательных шариковых клапанов. Рабочая полость насосов типа НДС является герметичной и представляет собой узел сильфонов с аналогичным механическим приводом.

**Поршневые паровые насосы** типов ПДГ (горизонтальный) и ПДВ (вертикальный) подразделяют на насосы общетехнического назначения (питательные, топливные, конденсатные и др.) и нефтяные. Насосы предназначены для перекачивания темных нефтепродуктов, бензина, нефти, каменноугольных смол и сжиженных нефтяных газов с подачей от 6 до 250 м<sup>3</sup>/ч, давлением нагнетания - 0,4 - 5 МПа.

К особенностям поршневых насосов относятся взрывобезопасность, хорошая всасывающая способность, широкий диапазон регулирования подачи и давления нагнетания. Каждый насос включает два гидравлических и два паровых цилиндра, поршни которых жестко связаны между собой. Приводными (силовыми) являются паровые цилиндры, в которые с помощью золотникового распределения подводится свежий пар и отводится отработанный. На рис. 137 представлена конструкция насоса типа ПДГ.

Основой паровой части насоса являются золотниковая камера и блок паровых цилиндров, в которых перемещаются паровые поршни, закрепленные на штоках. Поршни в цилиндрах, уплотненные кольцами, направляются грундбуксами, установленными в корпусах сальников. Штоки уплотнены специальной термостойкой сальниковой набивкой. Для слива конденсата служат продувные вентили. Впуск рабочего пара в одну

из полостей А или А<sub>1</sub> парового цилиндра и выпуск отработанного пара в полость Г (парораспределение) осуществляется плоскими или круглыми золотниками.

Золотники перемещаются штоками, которые при помощи рычажной системы и муфты связаны с поршнями соседних цилиндров. Например, движение поршня правого цилиндра через рычажную систему соединения и шток золотника передается золотнику, регулирующему впуск и выпуск пара в левом цилиндре.

Гидравлическая часть насосов состоит из блока гидравлических цилиндров и камеры клапанов. В цилиндры гидравлического блока запрессованы втулки. Во втулках перемещаются гидравлические поршни, неподвижно закрепленные на штоках. Поршни, уплотненные во втулках кольцами, направляются грундбуксами, установленными в корпусах сальников. Штоки уплотнены специальной сальниковой набивкой, стойкой в воде и нефтепродуктам.

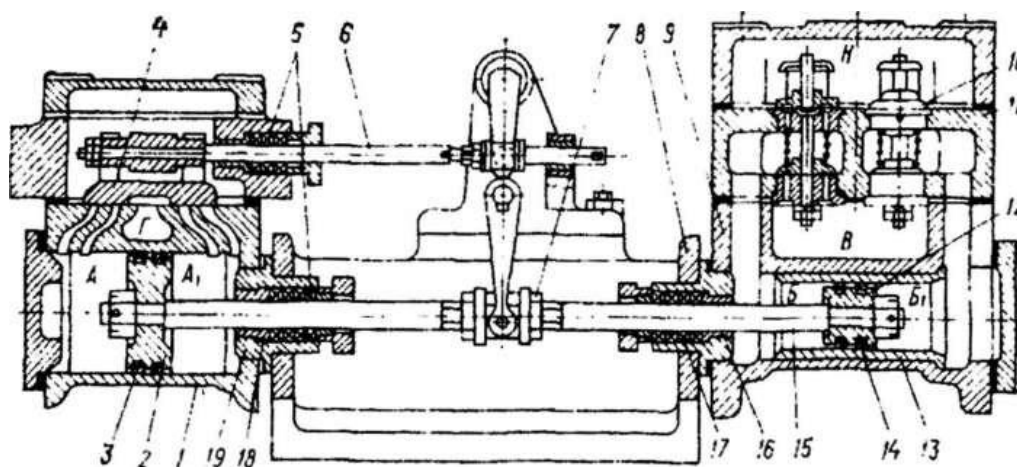


Рис. 137 – Поршневой паровой насос типа ПДГ: 1 - блок паровых цилиндров; 2 - паровой поршень; 3, 14 – уплотнительные кольца; 4 - золотник; 5, 17 - сальниковая набивка; 6 - шток золотника; 7 - муфта; 8 - средник; 9 - блок гидравлических цилиндров; 10 - тарельчатый клапан; 11 - клапанная камера; 12 - гидравлический поршень; 13 - втулка; 15 - шток; 16, 18 - грундбуксы; 19 - корпус сальника; А, А<sub>1</sub>, Б, Б<sub>1</sub>, В, Г, Н – камеры



Полости Б и Б<sub>1</sub> гидравлических цилиндров отделены от нагнетательной Н и всасывающей В полостей насоса тарельчатыми клапанами. Для слива жидкости после остановки насоса в нижней части каждого цилиндра предусмотрены сливные пробки.

**Пневмогазопроводные насосы** типа ГНП предназначены для гидравлического перекачивания лакокрасочных материалов и др. химически активных и вязких жидкостей, ввода ингибиторов коррозии и гидратообразования в поток природного газа с давлением до 80 МПа и подачей до 1,2 м<sup>3</sup>/ч. Насосы бывают поршневые, двухцилиндровые, горизонтальные, двойного действия.

Двухплунжерные насосы сверхвысокого давления типа ГНП предназначены для подачи раствора-инициатора в реактор полимеризации полиэтилена высокого давления в технологической линии по производству полиэтилена типа «Полимир». Освоены два типоразмера насосных агрегатов - ГНП 0,04/2500 и ГНП 0,1/2500, в двух исполнениях каждый (подача 0,04 и 0,1 м<sup>3</sup>/ч) на конечное давление 250 МПа, для гидравлических испытаний выпущен насос ГНП 0,004/4000 с подачей 0,004 м<sup>3</sup>/ч и конечным давлением 400 МПа.

**Гидроприводные насосы.** Это горизонтальные кривошипные трехплунжерные насосы и электронасосные агрегаты с подачей до 40 м<sup>3</sup>/ч, конечным давлением до 43 МПа и мощностью до 110 кВт. Они предназначены для перекачивания как чистых, так и химически активных жидкостей. Различные гидравлические параметры насосов (подача и давление) обеспечиваются применением плунжеров различных диаметров [7-9,11].

## КОМПРЕССОРЫ

*Компрессоры* - машины, которые предназначены для сжатия и перемещения газов. Они работают за счет механической энергии, подводимой от двигателя, поэтому их внедрение в промышленность зависит не только от уровня развития теории этих машин, но и от наличия соответствующих машинных двигателей. Хотя первый поршневой компрессор был изобретен и построен в 1765 г. Ползуновым, производство их в Европе началось в середине XIX века в России с 1900 г.

Современное компрессорное машиностроение выпускает свыше 530 видов компрессоров производительностью от 0,02 до 27 тыс. м<sup>3</sup>/мин, давлением нагнетания до 250 МПа и мощностью от 0,1 до 40 тыс. кВт. Нет ни одной отрасли промышленности, где бы не применялись компрессоры. Около 15 % всей электроэнергии, получаемой электростанциями России, расходуется на привод компрессоров.

Очень широко компрессоры представлены в химической и нефтехимической промышленности. Так, при синтезе аммиака требуется сжатие газов до 32-70 МПа, при производстве полиэтилена - до 250 МПа и более. В производстве метанола, каучука, искусственного жидкого топлива используются газы, давление которых измеряется десятками и сотнями МПа. Химическая промышленность занимает первое место по потреблению искусственного холода, производство которого осуществляется холодильными машинами, в состав которых также входят компрессоры [7].

### **Классификация и области применения компрессоров**

Компрессоры классифицируются по принципу действия, конструктивному исполнению, области рабочих давлений и др.

*По принципу действия компрессоры* делят на объемные (статического действия), лопастные (динамического действия) и термокомпрессоры.

Согласно кинетической теории, давление газа определяется количеством ударов молекул в единицу времени, приходящихся на единицу поверхности, и зависит также от интенсивности этих ударов.

Количество ударов зависит от концентрации молекул в единице объема газа. Интенсивность ударов связана со скоростью молекул газа, которая зависит от температуры.

Повышения давления можно добиться увеличением количества ударов молекул на единицу поверхности - сближением молекул друг с другом, т.е. увеличением количества молекул в единице объема; увеличением скорости движения молекул механическим путем с последующим торможением потока; повышением температуры газа.

Сближение молекул можно осуществлять уменьшением объема замкнутого пространства, в котором находится газ; увеличением скорости потока газа и последующим его торможением.

Первый принцип реализован в объемных компрессорах, для которых характерно отсутствие непрерывного потока газа и периодичность рабочих процессов.

Второй принцип реализован в лопастных компрессорах, отличающихся непрерывностью потока газа и рабочих процессов.

Повышение давления за счет увеличения температуры при использовании, так называемых термокомпрессоров, не нашло широкого применения в промышленности.

По конструктивному выполнению объемные компрессоры делятся на поршневые и роторные, лопастные - на центробежные и осевые компрессоры.

В свою очередь поршневые компрессоры - на компрессоры с кривошипно-шатунным механизмом и со свободно движущимися поршнями.

Роторные компрессоры - ротационные пластинчатые, винтовые, жидко-кольцевые, ротационные с катящимся поршнем.

По областям рабочих давлений (степени повышения давления  $\Pi = p_n/p_{вс}$ ) компрессоры подразделяются на компрессоры ( $\Pi = 2,5-2500$ ), газодувки ( $\Pi = 1,1-4,0$ ), вентиляторы ( $\Pi = 1,0-1,15$ ) и вакуумные насосы ( $p_{в} = 0,1$  МПа,  $\Pi = 1-50$ ).

Каждый из рассмотренных типов компрессоров можно классифицировать по отдельным частным признакам числу ступеней, величине производительности, величине создаваемого давления, конструктивному выполнению, составу сжимаемого газа, приводу и т.п. На рис. 138 показаны области применения различных типов компрессоров [7-9,11].

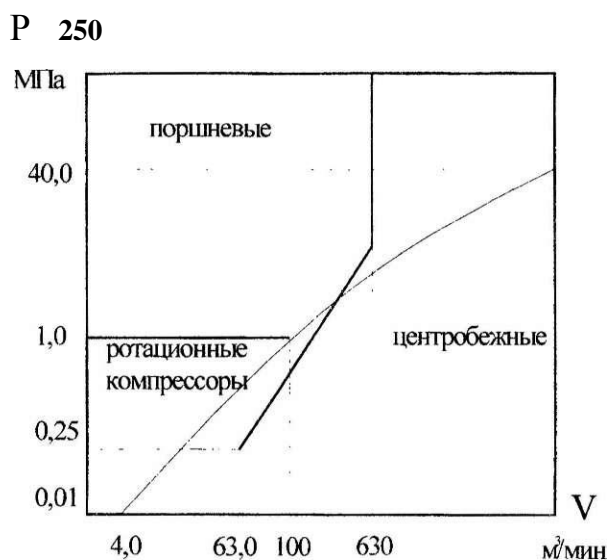


Рис. 138 - Области применения компрессоров в зависимости от давлений и производительностей

### Поршневые компрессоры

Поршневые компрессоры получили самое широкое распространение, т.к. отличаются от компрессоров других типов высокой экономичностью, простотой конструкции, обслуживания и ремонта, большой надежностью. По численности поршневые компрессоры составляют более 80 % от всего компрессорного парка страны.

Поршневым компрессором называется компрессор объемного действия, в котором изменение объема рабочей полости осуществляется

поршнем, совершающим прямолинейное возвратно-поступательное движение.

Превращение вращательного движения вала приводного двигателя в прямолинейное возвратно-поступательное движение поршня может осуществляться кривошипно-шатунным, кулисным или кулачковым механизмами. В поршневых компрессорах более всего распространен кривошипно-шатунный механизм.

Поршневые компрессоры классифицируют **по числу ступеней** - одноступенчатые и многоступенчатые (не более семи); производительности - малые до  $10 \text{ м}^3/\text{мин.}$ , средние  $10-100 \text{ м}^3/\text{мин.}$ , крупные более  $100 \text{ м}^3/\text{мин.}$ ;

- **величине создаваемого давления** – низкого –  $p_k < 2,5 \text{ МПа}$ , среднего -  $2,5-10 \text{ МПа}$ , высокого -  $10-35 \text{ МПа}$ , сверхвысокого - более  $35 \text{ МПа}$ ;

- **конструктивному исполнению** - компрессоры простого и двойного действия; горизонтальные, вертикальные и угловые; однорядные и многорядные; крейцкопфные и бескрейцкопфные; с дисковым, тронковым или дифференциальным поршнем и т.п.;

- **составу сжимаемого газа** - воздушные и газовые, кислородные, этиленовые, азотоводородные, аммиачные и т.д.

На рис. 139 приведены принципиальные схемы поршневых компрессоров одностороннего и двухстороннего действия.

Кроме того, имеется классификация с точки зрения учета особенностей того или иного газа: коррозионности, вредного действия на организм человека, взрывоопасности, воздействия на смазку машин и прочее.

**В зависимости от привода** - различают поршневые компрессоры с электродвигателем, ДВС, гидроприводом и др.

Дополнительно поршневые компрессоры делят на компрессоры со смазкой и без смазки цилиндров, с водяным и воздушным охлаждением.

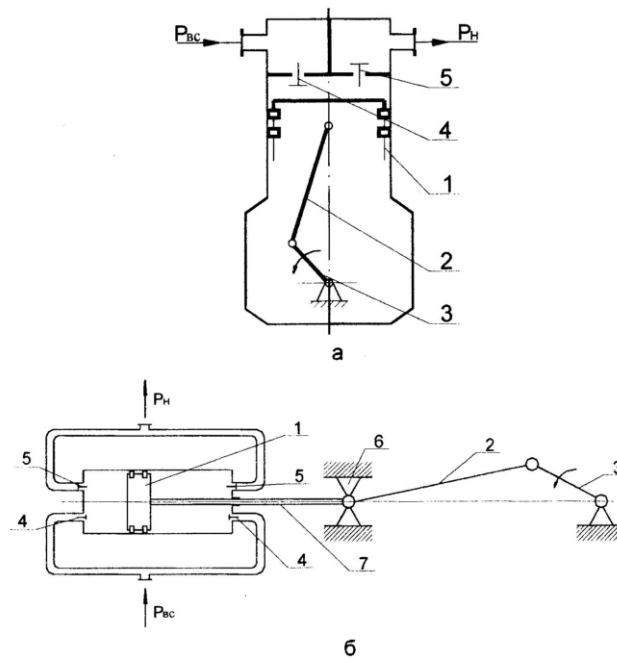


Рис. 139 - Принципиальные схемы поршневых компрессоров: а - одностороннего действия; б - двухстороннего действия; 1 - поршень с кольцами; 2 - шатун; 3 - кривошип; 4, 5 - всасывающий и нагнетательный клапаны; 6 - крейцкопф; 7 - шток

Для характеристики поршневых компрессоров пользуются понятиями - объем, описываемый поршнем за один оборот (рабочий объем цилиндра)  $V_h$  (м<sup>3</sup>), значение которого для компрессора:

- простого действия

$$V_h = F_n \cdot S = \frac{\pi \cdot D_n^2}{4} \cdot S; \quad (25)$$

- двойного действия

$$V_h = F_n \cdot S + (F_n - F_{шт}) \cdot S = \left( \frac{\pi \cdot D^2}{4} + \frac{\pi \cdot D_n^2}{4} - \frac{\pi \cdot D_{шт}^2}{4} \right) \cdot S = (D^2 - 0,5 \cdot d_{шт}^2) \cdot S \cdot \frac{\pi}{2} \quad (26)$$

и объем, описываемый поршнем в единицу времени -  $V_n$  (м<sup>3</sup>/с),

$$\bar{V}_h = V_h \cdot n, \quad (27)$$

где  $n$  - число оборотов коленчатого вала, с.

Объем, описываемый поршнем компрессора в единицу времени, в конечном итоге определяет производительность и подачу компрессора.

**Производительностью компрессора** называется объем газа, нагнетаемый в единицу времени, замеренный на выходе, но пересчитанный на условия всасывания, т.е. на давление и температуру перед всасывающим патрубком.

Подачей называется масса газа, подаваемого компрессором потребителю в единицу времени  $M$  (кг/с).

На производительность компрессора значительное влияние оказывает мертвый (вредный) объем. Мертвый объем - часть объема рабочей полости, из которого поршнем не может быть вытеснен сжимаемый газ.

Мертвый объем состоит из объема в зазоре между поршнем и крышкой цилиндра, объемов в каналах, которые служат для сообщения полости цилиндра с запорными элементами клапанов и объемов различных пустот, каналов и выемок в поршне и цилиндре.

В расчетных зависимостях принято пользоваться безразмерной величиной относительного мертвого объема

$$a = V_m / V_h \quad (28)$$

### **Клапаны поршневых компрессоров**

Работа поршневого компрессора включает в себя периодически повторяющиеся процессы всасывания, сжатия, нагнетания и расширения. В период всасывания цилиндр сообщается только с всасывающим патрубком, в период нагнетания только с нагнетательным патрубком. Для присоединения рабочей полости цилиндра к внешним системам трубопроводов и разъединения с ними устанавливаются специальные запорные органы, управляющие всасыванием и нагнетанием.

В поршневых компрессорах нашли применение следующие запорные органы: самодействующие клапаны и золотники принудительного действия. Наибольшее распространение получили самодействующие клапаны. Клапаны являются чрезвычайно ответственными элементами компрессора, определяющими не только экономичность работы, но и его надежность. На

рис. 140 представлена принципиальная схема устройства самодействующего клапана.

Схема конструкции самодействующего клапана с плоской тарелочкой приведена на рис. 141. Обычно площадь сечения канала, по которому проходит газ, имеет наименьшую величину в кольцевой щели, образующейся между запорным органом и седлом.

Площадь сечения этой щели для клапана с плоской тарелочкой при полном подъеме запорного элемента составляет  $f_{щ} = l_{щ} h_k = \pi \cdot D_c \cdot h_k$

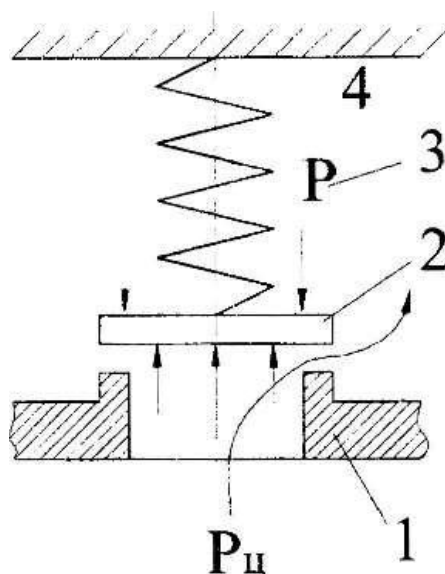


Рис. 140 - Конструктивная схема самодействующего клапана: 1 - седло; 2 - запорный элемент; 3 - ограничитель подъема; 4 - пружина

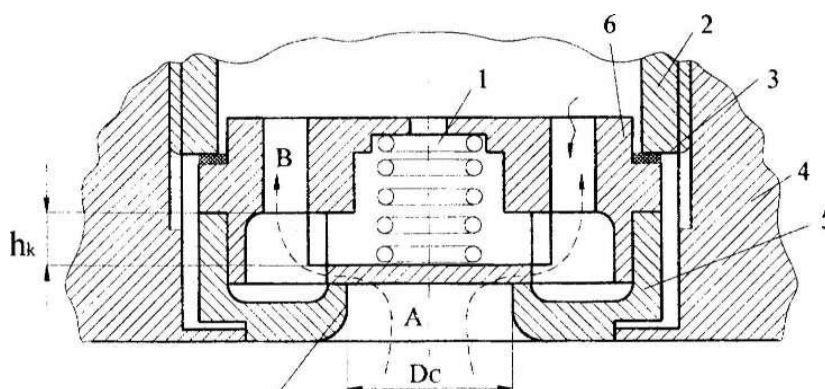


Рис. 141 - Самодействующий клапан с плоской тарелочкой: 1 - пружина; 2 - втулка; 3 - уплотнение (прокладка); 4 - крышка цилиндра; 5 - седло; 6 - ограничитель; 7 - тарелка; А, В – отверстия



Эта площадь является минимальной для прохода газа, от нее зависит максимальная скорость газового потока. С этой скоростью в свою очередь связаны газодинамические сопротивления клапанов.

Самодействующие клапаны с плоской тарелочкой клапаны применяются в качестве всасывающих и нагнетательных на всех ступенях компрессоров малой производительности, а также в ступенях высокого давления многоступенчатых компрессоров. Запорные элементы могут выполняться также в виде конических и сферических тарелок.

Клапаны с коническими тарелками обладают меньшими гидравлическими сопротивлениями благодаря улучшенной форме проточной части. Величина мертвого пространства у них меньше, чем у клапанов с плоскими тарелками.

Клапан со сферической тарелкой (рис. 142) обладает лучшей обтекаемостью каналов, и большим мертвым пространством. Применяются такие клапаны в компрессорах с давлением до 50 МПа.

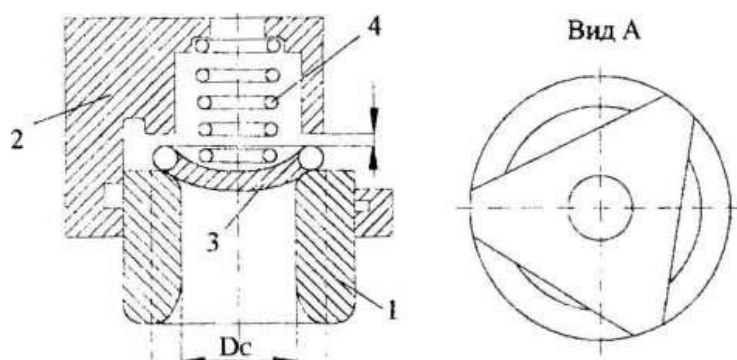


Рис. 142 - Тарельчатый клапан со сферической тарелкой: 1 - седло; 2 - ограничитель подъема; 3 - сферическая тарелка; 4 - пружина

Широкое распространение в конструкциях поршневых компрессоров получили пластинчатые клапаны с кольцевыми пластинами (рис. 143). Такие клапаны могут быть одно- и многопроходными. Количество проходов для потока определяется количеством кольцевых отверстий А в седле 1 клапана. В подобном клапане пружины 3 могут быть цилиндрическими из стальной проволоки с воздействием нескольких штук

на кольцевую пластину. Для предотвращения сдвига кольцевых пластин во время их перемещения служат выступы Б, которые размещены на ограничителе подъема 2 (3-4 на пластину). Клапаны получили большое распространение и применяются в компрессорах низкого и среднего давлений. По газодинамическим сопротивлениям эти клапаны близки к клапанам с плоскими тарелочками.

Площадь щели в клапане с кольцевыми пластинами

$$l_{\text{щ}} = 2\pi \cdot (D_{c_1} + D_{c_2} + \dots) = 2\pi \sum_{i=1}^n D_{c_i}, \quad (29)$$

$$f_{\text{щ}} = 2\pi \sum_{i=1}^n D_{c_i} \cdot h_k \quad (30)$$

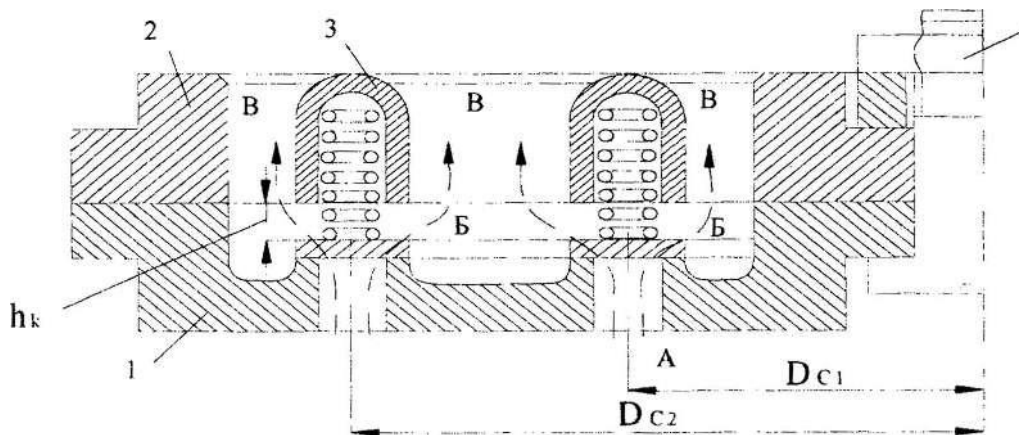


Рис. 143 - Пластинчатый клапан с кольцевыми пластинами: 1 - седло; 2 - ограничитель подъема; 3 - пружина; 4 - запорный элемент

На рис. 144 приведена принципиальная конструкция пластинчатого полосового клапана. Характерной особенностью таких клапанов является то, площадь щели для прохода газа в них больше, чем у всех рассмотренных нами клапанов при той же общей площади клапанной плиты, необходимой для размещения клапанов. Напряжения, возникающие при изгибе полосовых пластин, изменяются от нуля до максимального значения. Величина напряжений при заданной стреле прогиба пропорциональна кубу толщины пластины. Поэтому для долговечной работы клапана толщина пластины должна быть небольшой (десятые доли миллиметра).

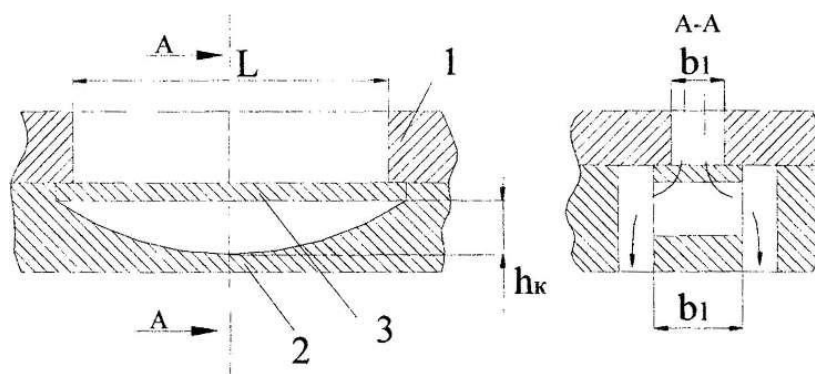


Рис. 144 - Пластинчатый полосовой клапан: 1 - седло; 2 - ограничитель подъема; 3 – пластина

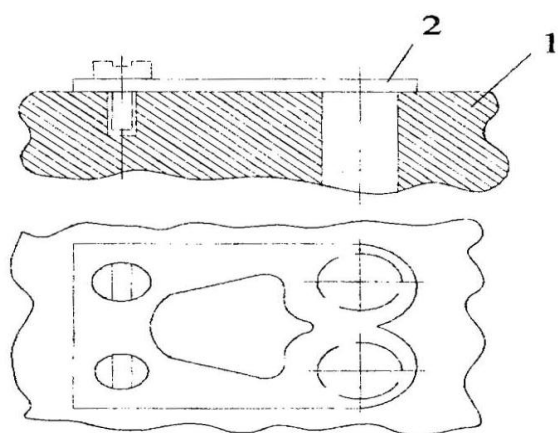


Рис. 145 - Лепестковый пластинчатый клапан: 1 - седло; 2 – пластина

В этой связи клапаны подобной конструкции могут применяться, как правило, в ступенях низкого давления и нашли самое широкое распространение в компрессорах общепромышленного назначения (сжимаемая среда - воздух, давление нагнетания 0,9-1,3 МПа).

На рис. 145 приведена схема конструкции пластинчатого лепесткового клапана, нашедших самое широкое применение в высокооборотных холодильных компрессорах [7-9,11].

### Мембранные компрессоры

Мембранные компрессоры - это машины объемного типа, у которых вместо движущегося в цилиндре поршня используется колеблющаяся мембрана, зажатая по контуру между крышкой и опорной плитой компрессора.

Воздействие на мембрану может производиться механическим или гидравлическим путем. При механическом воздействии эксцентрик,

расположенный на приводном валу, обеспечивает возвратно-поступательное движение штока с диском, в котором закреплена мембрана.

При гидравлическом воздействии колебательное движение мембраны является результатом меняющегося давления жидкости на нижнюю сторону мембраны (рис. 146). Меняющееся давление жидкости на нижней стороне мембраны обеспечивается поршневым механизмом, рабочий объем которого согласован с объемом жидкости, необходимым для обеспечения рабочего хода компрессора.

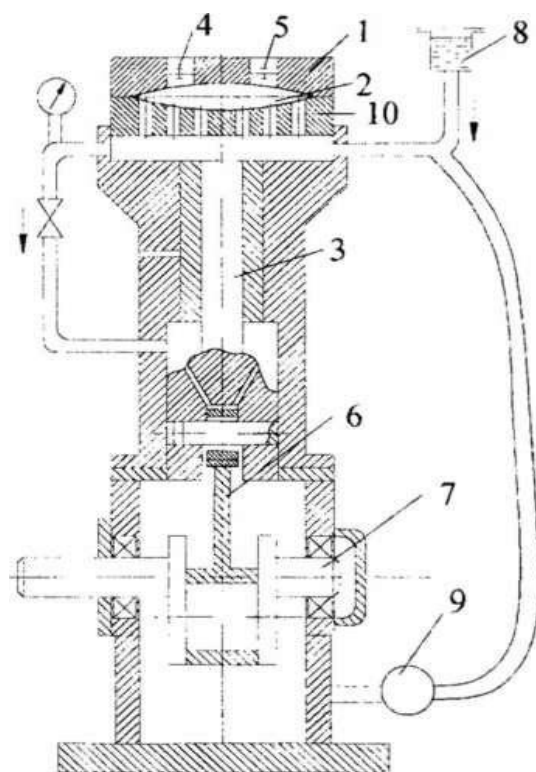


Рис. 146 - Мембранный компрессор с гидравлическим приводом мембраны: 1 - крышка; 2 - мембрана; 3 - поршень; 4 - всасывающий клапан; 5 - нагнетательный клапан; 6 - шатун; 7 - вал; 8 - емкость; 9 - дозировочный насос; 10 - опорная плита

Роль цилиндра в мембранных компрессорах выполняет мембранный блок с размещенной в нем гибкой мембраной зажатой по контуру между крышкой и опорной плитой. В крышке одновременно находятся всасывающие и нагнетательные клапаны. Газовая полость, заключенная между крышкой и мембраной, является рабочей полостью компрессора.

Мембраны выполняют из стали 1X18H9T с таким прогибом, чтобы они выдерживали до 10 циклов деформаций. Толщина мембраны обычно принимается в пределах 0,3-0,5 мм. Для повышения надежности применяют многослойные мембраны: на ступенях низкого давления - двухслойные, на ступенях высокого давления - трехслойные и более.

Компрессоры повышенной производительности выполняются с

двумя, тремя и четырьмя параллельно действующими мембранными блоками. Профиль вогнутой поверхности у крышки и опорной плиты мембранного блока выбирают одинаковым и таким, чтобы суммарный объем образованной ими камеры был на 10-15 % больше рабочего объема масляного цилиндра, величина которого почти равна описываемому мембраной рабочему объему компрессора.

Движение мембраны происходит так, что к концу нагнетания она плотно прилегает к поверхности крышки, но к концу всасывания не доходит до поверхности опорной плиты. Смещение движения относительно плоскости симметрии вызывается дополнительным поступлением масла от питающего насоса, восполняющего утечки из гидравлической системы. Его производительность больше утечки, из-за чего мембрана достигает поверхности крышки несколько ранее, чем поршень гидравлического цилиндра приходит в верхнюю мертвую точку. При дальнейшем движении поршня до конца избыток масла уходит на слив через перепускной клапан. Пружина перепускного клапана отрегулирована на давление, превышающее приблизительно на 10 % давление нагнетаемого газа.

В случае недостаточного избытка давления перепуска полное прилегание мембраны к поверхности крышки недостаточно и мертвое пространство, образующееся между мембраной и крышкой, вызывает снижение производительности компрессора. Если мембрана касается опорной плиты раньше прихода поршня гидравлического цилиндра в верхнюю мертвую точку, то неизбежен разрыв масляного столба, а при обратном движении поршня - гидравлический удар. Гидравлические удары вызывают резкие стуки в машине и приводят к преждевременному разрушению мембраны.

Возможность получения в мембранном компрессоре высоких давлений при малом числе ступеней вызвано малой относительной величиной мертвого пространства, составляющей порядка 2,5-3,5 %.

У двух- и трехступенчатых компрессоров гидравлические цилиндры

различны по рабочему объему, оборудованы отдельными питающими насосами и перепускными клапанами, отрегулированными на избыточное давление масла над давлением газа в соответствующей ступени.

Область применения мембранных компрессоров - сжатие агрессивных, токсичных и редких газов для относительно небольших производительностей и различных давлений. Не загрязнение сжимаемого газа маслом, является важным достоинством мембранных компрессоров.

В настоящее время выпускаемые мембранные компрессоры можно разделить на несколько групп по конструктивному исполнению и создаваемым давлениям.

Одноступенчатые одно- и двухблочные, L или V-образные низкого давления с давлением всасывания от атмосферного до 0,05 МПа, с давлением нагнетания до 2,5 МПа и производительностью 0,12-100 м<sup>3</sup>/ч.

Двухступенчатые (L и V-образные) с давлением всасывания 0,1 МПа, нагнетания 25 МПа и производительностью 0,1-50 м<sup>3</sup>/ч.

Двухступенчатые компрессоры с повышенным давлением всасывания, обеспечивающие сжатие газов до 40 МПа и производительностью до 170 м<sup>3</sup>/ч.

Одноступенчатые, дожимающие, высокого давления, одноблочные с давлением нагнетания до 12 МПа. Двухблочные (L и V - образные) до 40 МПа.

Одно- и двухступенчатые для сжатия газов, агрессивных к маслу. В этих компрессорах гидравлическая полость мембранного блока заполняется водой. При сжатии кислорода применяется специальное масло.

Трех- и четырехступенчатые компрессоры высокого давления повышенной производительности. Первые две или три ступени таких агрегатов выполняются поршневыми без смазки, последняя ступень - мембранного типа. Производительность таких аппаратов 250 м<sup>3</sup>/ч (давлением нагнетания до 25 МПа) и 120 м<sup>3</sup>/ч (давлением нагнетания до 35 МПа) [7-9,11,17].

## Роторные компрессоры. Ротационные компрессоры

Объемные компрессоры с вращательным движением рабочего органа, сжимающие газ, называются роторными. Наиболее распространены следующие конструктивные типы роторных компрессоров: ротационные пластинчатые; ротационные пластинчатые с катящимся поршнем; жидкостно-кольцевые.

Ротационные пластинчатые компрессоры (рис. 147) выпускаются со стальными пластинами и разгрузочными кольцами, уменьшающими износ пластин, а также с пластинами из не смазываемых антифрикционных материалов. При эксплуатации пластинчатых компрессоров необходима установка нагнетательного или обратного клапана.

Современные жидкостно-кольцевые компрессоры (рис.148) и вакуумные установки поставляются полностью укомплектованными в моноблочном без фундаментном исполнении, единичной производительностью 150-400 м<sup>3</sup>/мин, давлением нагнетания 0,15-0,25 МПа.

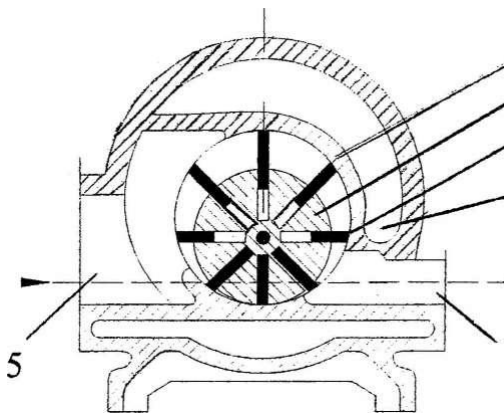


Рис. 147 - Ротационный пластинчатый компрессор: 1 - корпус; 2 - ротор; 3 - пластина; 4 - рубашка; 5,6 - всасывающий и нагнетательный патрубки

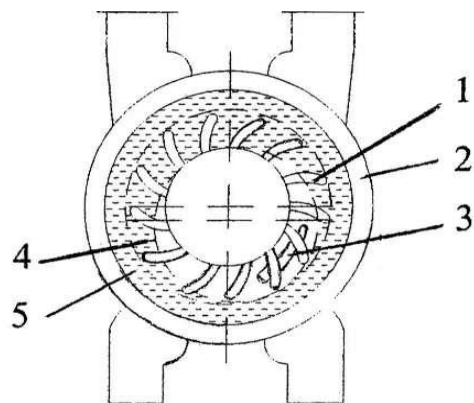


Рис. 148 – Жидкостно-кольцевой компрессор: 1 - колесо; 2 - корпус; 3 - окно всасывания; 4 - окно нагнетания, 5 - жидкость

Достоинства жидкостно-кольцевых компрессоров: простота

конструкции и эксплуатации, практически изотермический процесс сжатия, возможность откачивания и сжатия токсичных, взрывоопасных, легко разлагающихся, полимеризующихся и воспламеняющихся газов, паров и жидко-газовых смесей, в том числе агрессивных и загрязненных механическими примесями [7-9,11,17].

### Двухроторные компрессоры (типа Рутс)

Компрессор типа Руте (рис. 149) представляет собой бесклапанную машину объемного действия с двумя роторами, двумя или тремя лопастями. Два идентичных ротора (обычно симметричные) вращаются в противоположных направлениях внутри корпуса, составленного из двух цилиндров. Зазоры между вращающимися роторами (0,1-0,2 мм) устанавливаются с помощью синхронизирующих шестерен, расположенных снаружи корпуса.

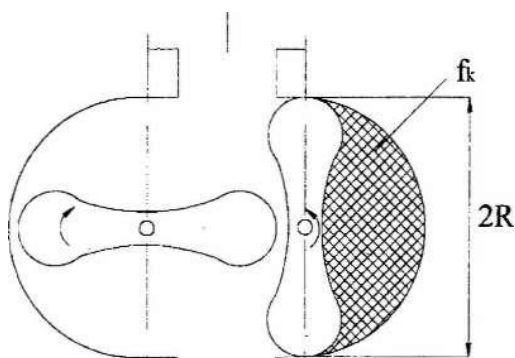


Рис. 149 - Газодувка типа Рутс

Сжатие происходит обратным потоком газа из области нагнетания в тот момент, когда лопасть ротора соединяет отсеченную порцию газа с областью нагнетания.

Широкое применение компрессоров типа Рутс в ряде отраслей промышленности объясняется простотой их конструкции и эксплуатации, отсутствием трущихся элементов и смазки в проточной части, уравновешенностью, долговечностью.

Компрессоры типа Рутс выпускаются производительностью от нескольких литров в минуту до  $2000 \text{ м}^3/\text{мин}$  с давлением нагнетания до 0,15 МПа.

Теоретически в двухлопастном роторе за полный оборот в нагнетательную полость переносится четыре порции газа, в трехлопастном - шесть порций [7-9,11,17].



## Винтовые компрессоры

Конструкция винтового компрессора запатентована в 1934 г. Надежность в работе, малая удельная металлоемкость и габаритные размеры предопределили их широкое распространение. Винтовые компрессоры конкурируют с другими типами объемных компрессорных машин. Отсутствие клапанов и неуравновешенных механических сил обеспечивает винтовым компрессорам возможность работать с высокими частотами вращения, т.е. получать большую производительность при сравнительно небольших внешних габаритах.

Рабочими органами винтовых компрессоров являются роторы (1-3) с нарезанными на них винтовыми зубьями. Наибольшее распространение получили двухроторные машины. Роторы вращаются в корпусе, выполняющем функции цилиндра (рис. 150).

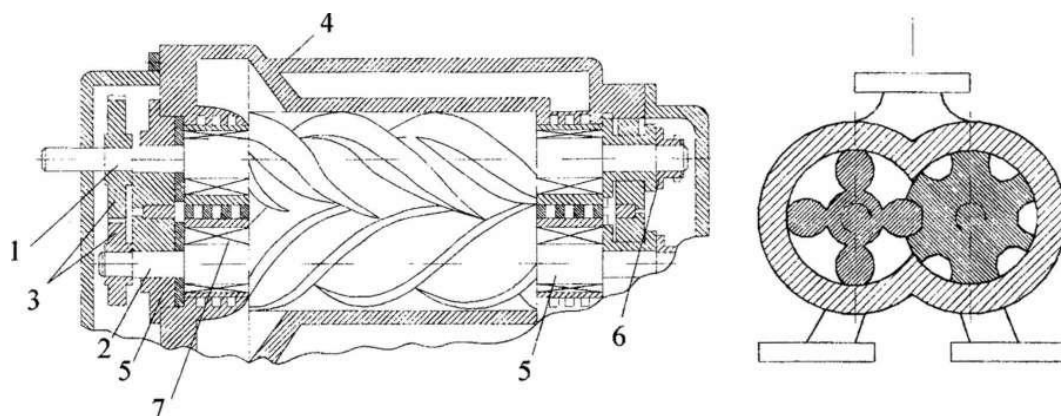


Рис. 150 - Винтовой компрессор: 1 - ведомый вал; 2 - ведущий вал; 3 - шестерни синхронизации; 4 - корпус; 5 - опорные подшипники; 6 - упорные подшипники; 7 - узел уплотнения

Роторы современных винтовых компрессоров представляют собой косозубые шестерни с малым числом зубьев специального профиля. Каждая пара зубьев образует винтовой канал, заполняемый газом. Ведущий ротор имеет выпуклые широкие зубья и соединен с двигателем. Ведомый ротор имеет зубья вогнутые и тонкие.

Винты постоянного сечения помещаются в цилиндрических

расточках корпуса. Расточки пересекаются между собой, образуя в поперечном сечении фигуру в виде восьмерки. По диагонали эти полости соединены с камерами всасывания и нагнетания через специальные всасывающие и нагнетательные полости (окна). Окно всасывания имеет форму кольцевого сектора и расположено с торца винтов, окно нагнетания располагается сбоку или с торца винтов. В области сжатия газа окружные скорости винтов направлены навстречу друг другу и зубья винтов сходятся. С противоположной стороны под винтами окружные скорости направлены друг от друга, и зубья винтов расходятся, благодаря чему происходит всасывание газа (область всасывания).

Принцип действия винтового компрессора состоит в следующем. Из патрубка всасывания через окно газ поступает в пространство между зубьями, называемое впадинами или полостями, которые при вращении винтов постепенно заполняются газом, начиная с торца всасывания. После поворота винта на некоторый угол, парная полость, пройдя окно всасывания, разъединяется с окном всасывания.

На этом процесс всасывания заканчивается. Объемы газа, заполнившего впадины ведущего и ведомого винтов, изолированные друг от друга и ограниченные поверхностями роторов и корпусом, разъединяются с камерой всасывания, но еще не соединяются с камерой нагнетания. При вращении винтов газ, заполнивший впадины, перемещается на некоторый угол, а затем начинается его сжатие. По мере входа зуба ведомого винта во впадину ведущего объем, занимаемый газом, уменьшается и газ сжимается.

Процесс сжатия газа в полости (называемой парной) продолжается до тех пор, пока все уменьшающийся изолированный объем парной полости со сжатым газом не подойдет к кромке окна нагнетания. В этот момент процесс внутреннего сжатия в компрессоре заканчивается. Таким образом, внутреннее сжатие газа в компрессоре для данных винтов зависит от расположения окна нагнетания. При дальнейшем вращении винтов, после

соединения полости со сжатым газом с камерой нагнетания происходит процесс выталкивания газа.

Давление внутреннего сжатия газа может не совпадать с давлением нагнетания, т.е. давлением газа, подаваемого потребителю; если оно меньше давления нагнетания, то происходит внешнее дожатие газа до давления нагнетания; если оно выше - происходит некоторое падение давления сжимаемого газа.

Величина давления внутреннего сжатия в винтовом компрессоре зависит от размеров окна нагнетания. Образующиеся между винтами парные полости должны быть изолированы от таких же полостей, расположенных впереди или после них, те в свою очередь - от соседних. Это достигается выбором соответствующего профиля зубьев винтов. Практически из-за неизбежных зазоров между зубьями (даже при теоретически герметичном зацеплении) и зазоров между винтами и корпусом по цилиндрическим поверхностям и с торцов имеется соединение соседних парных полостей. Величину этих зазоров делают по возможности небольшой.

Процессы всасывания, сжатия и выталкивания газа в винтовом компрессоре чередуются для каждой отдельно взятой парной полости. Но благодаря непрерывному следованию с большой скоростью полостей друг за другом, обеспечивается практически непрерывная подача газа.

Винтовые компрессоры делятся на две группы: машины сухого и мокрого сжатия (маслозаполненные). Винтовые компрессоры сухого сжатия подают сухой газ, не содержащий масла. Винты вращаются в корпусе без контакта с корпусом и между собой, что обеспечивается наличием шестерен синхронизации. Впрыск масла в рабочее пространство позволяет получать степень повышения давлений до 15-20 в одноступенчатой машине против 4-5 в компрессоре сухого сжатия.

Зазоры в маслозаполненном компрессоре в 2 раза меньше, чем в компрессоре сухого сжатия, в связи с менее напряженным температурным

режимом. Кроме того, масло, заполняя зазоры, способствует уменьшению внутренних перетечек. Частота вращения роторов маслозаполненного компрессора ниже, чем у компрессора сухого сжатия [7-9,11,17].

## **Осевые и центробежные компрессоры**

### **Принцип действия, классификация и устройство турбокомпрессоров**

Как отмечалось выше, повышение давления газа связано со сближением молекул. За счет уменьшения объема - в объемных компрессорах (статический способ) и сближение молекул путем использования сил инерции в потоке газа (динамический способ).

Компрессоры, реализующие этот способ, называются компрессорами динамического действия, как это было принято ранее, турбокомпрессорами. Это связано с тем, что для привода таких компрессоров с целью получения высоких оборотов, как правило, применялись турбины (газовые, паровые). В настоящее время в литературе турбокомпрессоры называют также лопастными компрессорами. В дальнейшем будем именовать их турбокомпрессорами.

Повышение давления газа в турбокомпрессорах осуществляется вследствие силового взаимодействия вращающейся решетки лопаток рабочего колеса с потоком газа. Преобразование энергии в турбокомпрессорах можно условно разделить на два этапа. На первом этапе потоку газу за счет подводимой механической энергии сообщается некоторая кинетическая энергия, на втором - кинетическая энергия потока частично преобразуется в энергию давления. Оба этих этапа могут происходить и одновременно.

По конструктивной схеме компрессоры динамического действия могут быть разделены на следующие типы: турбокомпрессоры (осевые, радиальные, диагональные, вихревые) и струйные компрессоры. В струйном компрессоре ускорение основного потока происходит в результате смешения его с потоком газа, имеющего большую удельную

энергию.

В осевом компрессоре линии потока газа располагаются на поверхностях, близких к цилиндрическим, поток в меридианальной плоскости колеса имеет, в основном, осевое направление.

В радиальных турбокомпрессорах поток в меридианальной плоскости колеса имеет в основном радиальное направление. Эти компрессоры делятся на центробежные и центростремительные в зависимости от направления потока (в центробежном - от центра к периферии, в центростремительном - от периферии к центру).

В диагональном компрессоре поток в меридианальной плоскости колеса имеет направление, промежуточное между осевым и радиальным.

В вихревых компрессорах подвод механической работы к газу также производится за счет силового взаимодействия вращающейся решетки лопаток с потоком газа, а поток в меридианальной плоскости, в основном, имеет вихревое движение.

Турбокомпрессоры по характеру преобразования энергии близки к аналогичным типам насосов. Эта общность ведет к конструктивным сходным формам и эксплуатационным характеристикам турбокомпрессоров и насосов. Различия между ними вызываются, главным образом, тем, что в турбокомпрессоре рабочая среда сжимается, а в насосах нет. Кроме того, поскольку плотность рабочей среды у турбокомпрессора обычно на 2-3 порядка меньше, чем у насосов, для создания одинакового перепада давлений в компрессорах необходимо обеспечить значительно большие скорости движения, как лопаток рабочего колеса, так и сжимаемого газа.

Турбокомпрессоры имеют существенные преимущества перед другими типами компрессоров, состоящими в компактности, надежности в работе и долговечности, хорошей уравновешенности, равномерности подачи газа, отсутствии смазочного масла в сжимаемой среде; возможности непосредственного соединения с высокооборотным двигателем.

По степени отношений давлений, как указывалось выше,

турбокомпрессоры можно разделить на вентиляторы ( $\Pi=1,15$ ), нагнетатели ( $\Pi=1,15$ ), компрессоры ( $\Pi=3$ ) и вакуум-компрессоры.

Турбокомпрессор любого типа, как и всякая турбомашина, состоит из вращающихся лопаточных аппаратов - рабочих колес, в которых рабочему телу сообщается энергия от внешнего источника, и неподвижных аппаратов, предназначенных для изменения величины и направления скорости потока. Совокупность одного рабочего колеса с расположенным за ним неподвижным (направляющим) аппаратом называется ступенью турбокомпрессора.

На рис. 151 показана схема осевого компрессора. Проточная часть многоступенчатого осевого компрессора состоит из входного патрубка, конфузора, входного направляющего аппарата (ВНА), группы ступеней, спрямляющего аппарата (СА), диффузора и выходного патрубка. Рабочие аппараты ступеней вместе с валом и дисками или с барабаном, на котором они расположены, образуют ротор. Направляющие аппараты вместе с корпусом (цилиндром), в котором они закреплены, составляют статор. Ротор компрессора опирается на подшипники, которые могут быть выполнены в виде подшипников скольжения или качения. Подшипники воспринимают как радиальные нагрузки от веса ротора, так и осевое усилие, возникающее при работе компрессора. Для предотвращения или уменьшения подсоса воздуха из атмосферы в проточную часть и утечек из проточной части в атмосферу служат уплотнения.

Входной патрубок служит для равномерного подвода газа из окружающей среды или подводящего трубопровода к кольцевому конфузору. Последний предназначен для ускорения потока и создания равномерного поля скоростей и давлений перед входным направляющим аппаратом. Входной направляющий аппарат создает заданное поле скоростей (по величине и направлению) перед первой ступенью. В ступенях газ сжимается за счет подводимой механической энергии. Спрямляющий аппарат служит для придания газу на входе в диффузор осевого

направления. В диффузоре газ продолжает сжиматься за счет снижения его кинетической энергии. Выходной патрубок предназначен для равномерного отвода газа от диффузора и подачи его к нагнетательному трубопроводу.

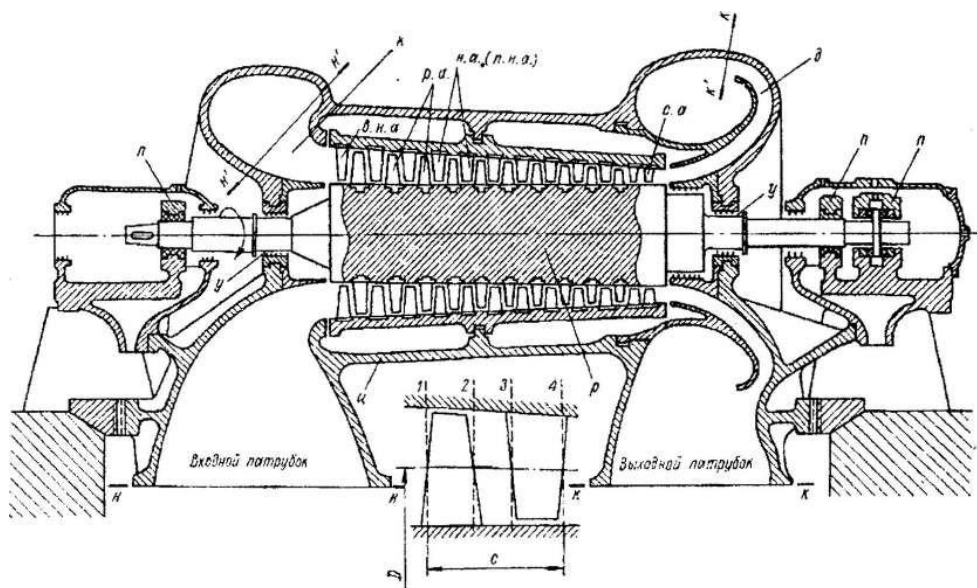


Рис. 151 - Осевой компрессор: К - кольцевой конфузор; ВНА - входной направляющий аппарат; РК - рабочее колесо; НА (ПНА) - направляющий аппарат (промежуточный направляющий аппарат); СА - спрямляющий аппарат; Д - диффузор; П - подшипник; У – уплотнение

Проточная часть центробежного компрессора состоит из входного патрубка, конфузора, входного направляющего аппарата, группы ступеней и выходного патрубка. Назначение элементов такое же, как и в осевом компрессоре, но конструктивное выполнение центробежных ступеней иное (рис. 152). Различают промежуточные и концевые ступени.

В состав промежуточной ступени входят следующие элементы. Рабочее колесо (РК), безлопаточный диффузор (БЛД), лопаточный диффузор (ЛД), поворотное колесо (ПК), обратный направляющий аппарат (ОНА). Концевая ступень включает в себя: РК, ЛД или БЛД (или и то и другое вместе), улитку - нагнетательную камеру.

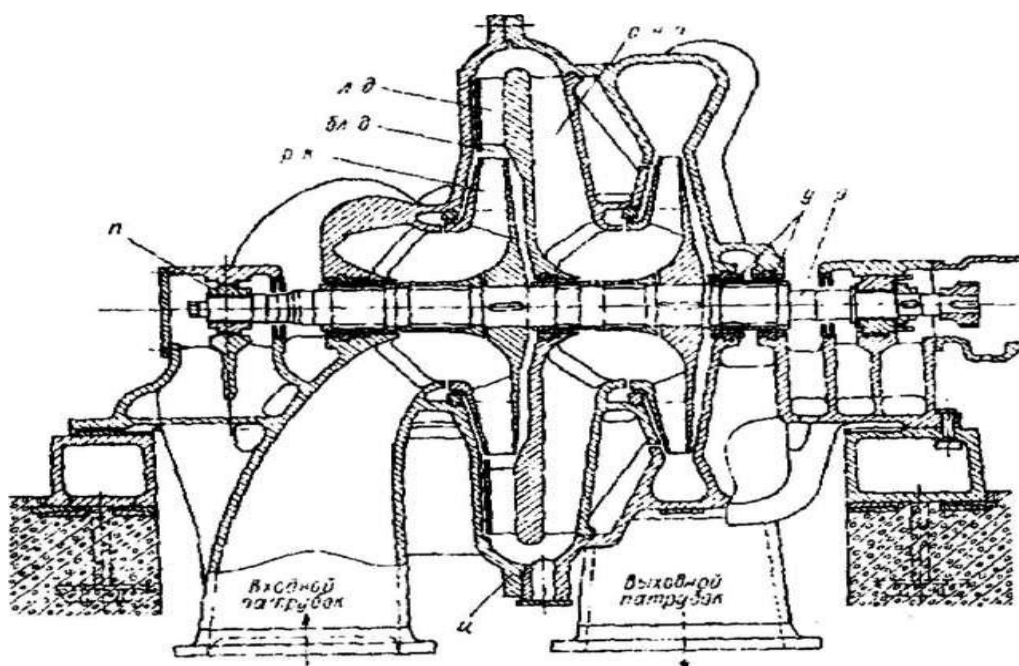


Рис. 152 - Центробежный компрессор: ЛД - лопаточный диффузор; БЛД - безлопаточный диффузор; ОНА - обратный направляющий аппарат; Р - ротор

Для обозначения параметров потока используют следующие численные значения индексов для сечений проточной части: 0 - вход потока газа в РК; 1 - вход на лопатки РК; 2 - выход из РК; вход в ЛД; 4 - выход из ЛД; 5 - вход на лопатки ОНА; 6 - выход с лопаток ОНА. Для обозначения входа в улитку пользуются индексом 7 [7-9,11,17].



## Задачи по теплообменным аппаратам

Задача №1. Определить требуемые площадь поверхности теплообмена кожухотрубчатого теплообменного аппарата (рис.1.) и суммарную на прокачивание теплоносителей по его каналам  $N$  для охлаждения горячего теплоносителя с массовым расходом температуры  $t_1'$  на входе в теплообменный аппарат до температуры  $t_1''$  на выходе из него. Температура холодного теплоносителя (воды) изменяется от  $t_2'$  на входе в теплообменный аппарат до  $t_2''$  на выходе из него. Горячий теплоноситель движется внутри  $n$  труб с внутренним диаметром  $d$  равным 14 мм. Трубы теплообменного аппарата выполнены из нержавеющей стали марки 1X18H10T. Толщина стенки труб равна 1мм. Вода обтекает трубы теплообменного аппарата снаружи продольно, двигаясь в межтрубном канале, образованном поверхностями труб и кожухом с внутренним диаметром  $D$ . Длина теплообменного аппарата  $l$  равна 2 м.

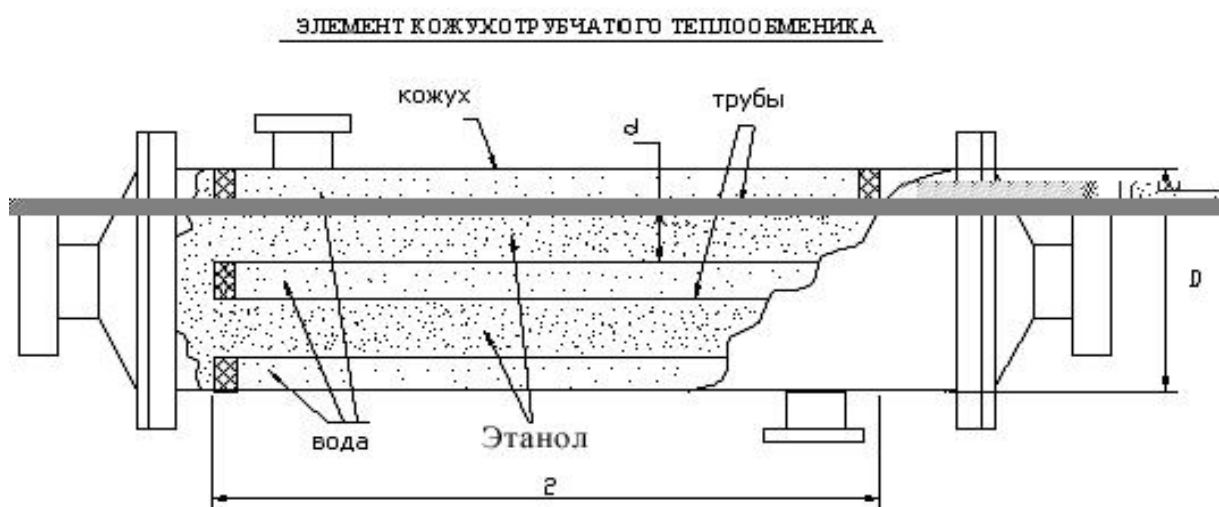


Рис. 1 – Кожухотрубчатый теплообменник

### Исходные данные:

- 1.1. Горячий теплоноситель – этанол.
- 1.2. Температуры теплоносителей:  $t_1' = ^\circ\text{C}$ ;  $t_1'' = ^\circ\text{C}$   
 $t_2' = ^\circ\text{C}$ ;  $t_2'' = ^\circ\text{C}$
- 1.3. Расход горячего теплоносителя:  $M_1 = \text{кг/с}$
- 1.4. Схема движения теплоносителей – прямоток.

### 1.5.Параметры теплообменного аппарата:

$$D=m; d=m; \delta_{cm} = m; n= шт$$

### 1.6.Теплопроводность материала труб $\lambda_{cm}=Вт/(м^2К)$

Таблица 1

Исходные данные

№	$t_1'$	$t_1''$	$t_2'$	$t_2''$	$M_1$	D	d	$\delta_{cm}$	n	$\lambda_{cm}$
1	160	110	20	80	1,8	0.05	0.014	0.001	8	18
2	140	100	25	80	1,7	0.09	0.016	0.001	7	18
3	155	105	15	75	2,1	0.06	0.014	0.001	4	18
4	145	100	20	85	1,5	0.08	0.015	0.001	5	18
5	150	105	15	85	1,4	0.04	0.013	0.001	9	18
6	160	100	25	75	1,6	0.06	0.015	0.001	8	18
7	145	110	20	80	1,8	0.05	0.013	0.001	5	18
8	140	105	20	85	1,9	0.07	0.016	0.001	6	18
9	145	100	15	80	1,4	0.04	0.016	0.001	7	18
10	140	100	25	80	1,6	0.08	0.013	0.001	5	18
11	145	105	25	75	1,7	0.09	0.015	0.001	9	18
12	155	110	20	85	2,0	0.07	0.014	0.001	4	18

Задача № 2. Определить требуемые площадь поверхности теплообмена кожухотрубчатого теплообменного аппарата и суммарную на прокачивание теплоносителей по его каналам N для охлаждения горячего теплоносителя с массовым расходом температуры  $t_1'$  на входе в теплообменный аппарат до температуры  $t_1''$  на выходе из него. Температура холодного теплоносителя (воды) изменяется от  $t_2'$  на входе в теплообменный аппарат до  $t_2''$  на выходе из него. Горячий теплоноситель движется внутри n труб с внутренним диаметром d равным 14 мм. Трубы теплообменного аппарата выполнены из нержавеющей стали марки 1X18H10T. Толщина стенки труб равна 1мм. Вода обтекает трубы теплообменного аппарата снаружи продольно, двигаясь в межтрубном канале, образованном поверхностями труб и кожухом с внутренним диаметром D. Длина теплообменного аппарата l равна 2 м.

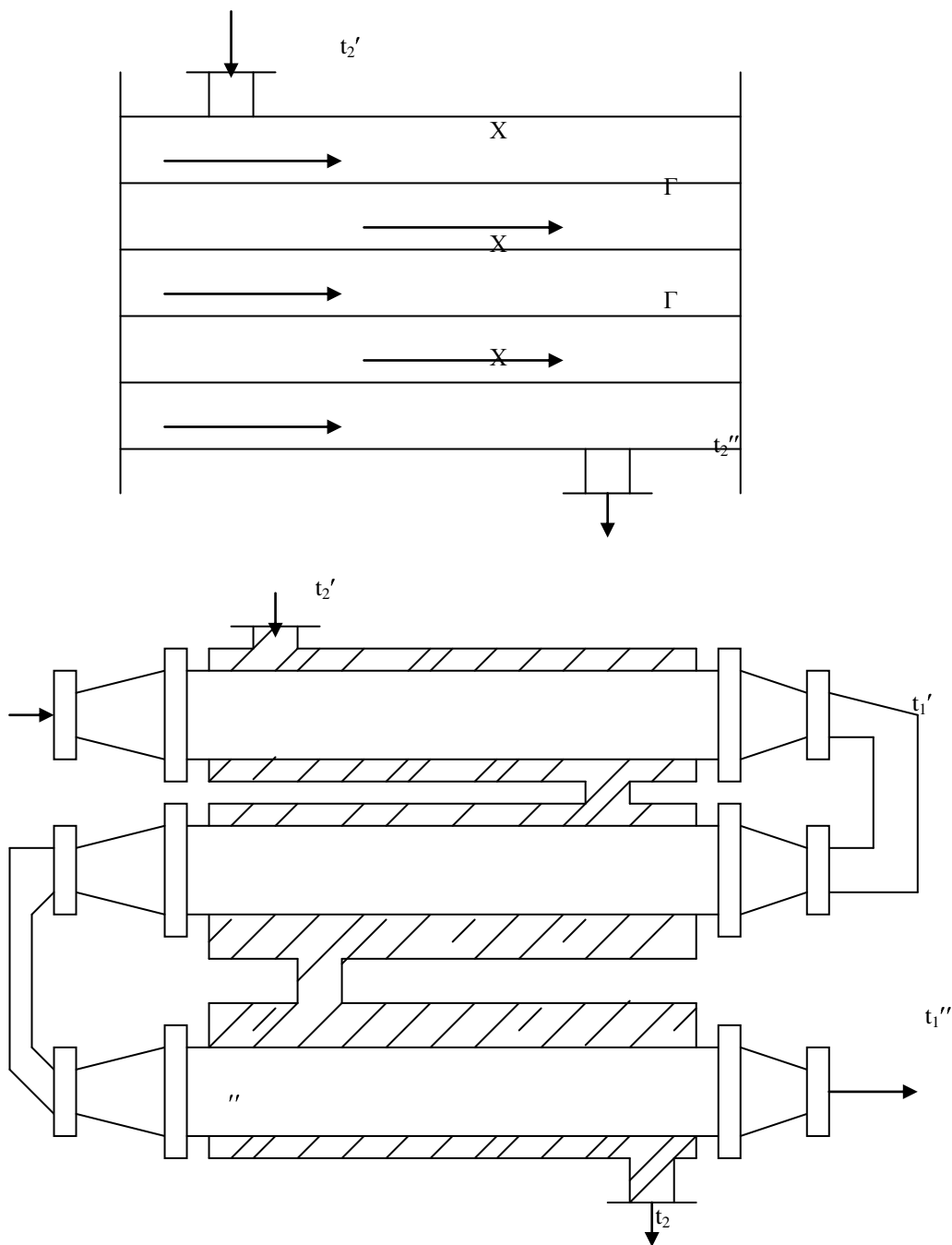


Рис. 2 - Схемы соединений теплообменников:

Исходные данные.

1. Горячий теплоноситель – бензол.

2. Температуры теплоносителей:  $t_1' = 140^\circ\text{C}$ ;  $t_1'' = 80^\circ\text{C}$

$t_2' = 30^\circ\text{C}$ ;  $t_2'' = 90^\circ\text{C}$

3. Расход горячего теплоносителя:  $M_1 = \text{кг/с}$

4. Схема движения теплоносителей – противоток.

5. Параметры теплообменного аппарата:

$D = \text{м}$ ;  $d = 0 \text{ м}$ ;  $\delta_{cm} = \text{м}$ ;  $n = \text{шт}$

6. Теплопроводность материала труб  $\lambda_{cm} = \text{Вт}/(\text{м}^2\text{К})$

Таблица 2

Исходные данные

№	$t_1'$	$t_1''$	$t_1'''$	$t_2'''$	$M_1$	D	d	$\delta_{cm}$	n	$\lambda_{cm}$
1	140	80	30	90	1,8	0.05	0.014	0.001	9	18
2	130	70	20	80	1,7	0.09	0.016	0.001	5	18
3	145	85	25	85	2,1	0.06	0.014	0.001	7	18
4	150	90	35	95	1,5	0.08	0.015	0.001	6	18
5	140	80	20	80	1,4	0.04	0.013	0.001	4	18
6	130	70	30	90	1,6	0.06	0.015	0.001	8	18
7	135	75	35	95	1,8	0.05	0.013	0.001	10	18
8	130	70	25	85	1,9	0.07	0.016	0.001	12	18
9	145	85	20	80	1,4	0.04	0.016	0.001	11	18
10	150	90	35	95	1,6	0.08	0.013	0.001	9	18
11	135	75	25	85	1,7	0.09	0.015	0.001	7	18
12	140	80	20	80	2,0	0.07	0.014	0.001	5	18

Задача №3. Определить требуемые площадь поверхности теплообмена кожухотрубчатого теплообменного аппарата (рис.1.) и суммарную на прокачивание теплоносителей по его каналам N для охлаждения горячего теплоносителя с массовым расходом температуры  $t_1'$  на входе в теплообменный аппарат до температуры  $t_1''$  на выходе из него. Температура холодного теплоносителя (воды) изменяется от  $t_2'$  на входе в теплообменный аппарат до  $t_2''$  на выходе из него. Горячий теплоноситель движется внутри n труб с внутренним диаметром d равным 14 мм. Трубы теплообменного аппарата, выполнены из нержавеющей стали марки 1X18H10T. Толщина стенки труб равна 1мм. Вода обтекает трубы теплообменного аппарата снаружи продольно, двигаясь в межтрубном канале, образованном поверхностями труб и кожухом с внутренним диаметром D. Длина теплообменного аппарата l равна 2 м.

1. Исходные данные.

1.1. Горячий теплоноситель – ацетон.

1.2. Температуры теплоносителей:  $t_1' = ^\circ\text{C}$ ;  $t_1'' = ^\circ\text{C}$

$$t_2' = ^\circ\text{C}; \quad t_2'' = ^\circ\text{C}$$

1.3.Расход горячего теплоносителя:  $M_1 = \text{кг/с}$

1.4.Схема движения теплоносителей – прямоточная.

1.5.Параметры теплообменного аппарата:

$$D = \text{м}; \quad d = \text{м}; \quad \delta_{cm} = \text{м}; \quad n = \text{шт}$$

1.6.Теплопроводность материала труб  $\lambda_{cm} = \text{Вт}/(\text{м}^2\text{К})$

Таблица 3

### Исходные данные

№	$t_1'$	$t_1''$	$t_1'''$	$t_2''$	$M_1$	D	d	$\delta_{cm}$	n	$\lambda_{cm}$
1	160	110	20	80	1,8	0.05	0.014	0.001	6	18
2	140	100	25	80	1,7	0.09	0.016	0.001	10	18
3	155	105	15	75	2,1	0.06	0.014	0.001	8	18
4	145	100	20	85	1,5	0.08	0.015	0.001	12	18
5	150	105	15	85	1,4	0.04	0.013	0.001	7	18
6	160	100	25	75	1,6	0.06	0.015	0.001	4	18
7	145	110	20	80	1,8	0.05	0.013	0.001	9	18
8	140	105	20	85	1,9	0.07	0.016	0.001	11	18
9	145	100	15	80	1,4	0.04	0.016	0.001	5	18
10	140	100	25	80	1,6	0.08	0.013	0.001	8	18
11	145	105	25	75	1,7	0.09	0.015	0.001	6	18
12	155	110	20	85	2,0	0.07	0.014	0.001	11	18

Задача №4. Определить требуемые площадь поверхности теплообмена кожухотрубчатого теплообменного аппарата (рис.1.) и суммарную на прокачивание теплоносителей по его каналам N для охлаждения горячего теплоносителя с массовым расходом температуры  $t_1'$  на входе в теплообменный аппарат до температуры  $t_1''$  на выходе из него. Температура холодного теплоносителя (воды) изменяется от  $t_2'$  на входе в теплообменный аппарат до  $t_2''$  на выходе из него. Горячий теплоноситель движется внутри n труб с внутренним диаметром d равным 14 мм. Толщина стенки труб равна 1мм. Вода обтекает трубы теплообменного аппарата снаружи продольно, двигаясь в межтрубном канале, образованном поверхностями труб и кожухом с внутренним диаметром D [5,18,19].

### Исходные данные.

1.1. Горячий теплоноситель – метанол.

1.2. Температуры теплоносителей:  $t_1' = ^\circ\text{C}$ ;  $t_1'' = ^\circ\text{C}$ ;

$t_2' = ^\circ\text{C}$ ;  $t_2'' = ^\circ\text{C}$ ;

1.3. Расход горячего теплоносителя:  $M_1 = \text{кг/с}$

1.4. Схема движения теплоносителей – прямоток.

1.5. Параметры теплообменного аппарата:

$D = \text{м}$ ;  $d = \text{м}$ ;  $\delta_{cm} = \text{м}$ ;  $n = \text{шт}$

1.6. Теплопроводность материала труб  $\lambda_{cm} = (\text{м}^2\text{К})$

*Таблица 4*

### Исходные данные

№	$t_1'$	$t_1''$	$t_1''$	$t_2''$	$M_1$	$D$	$d$	$\delta_{cm}$	$n$	$\lambda_{cm}$
1	160	110	40	80	4,2	0.05	0.014	0.001	8	18
2	140	100	30	70	3,8	0.09	0.016	0.001	5	18
3	155	105	35	75	2,9	0.06	0.014	0.001	9	18
4	145	100	45	85	3,9	0.08	0.015	0.001	11	18
5	150	105	50	90	2,8	0.04	0.013	0.001	4	18
6	160	100	45	85	4,0	0.06	0.015	0.001	7	18
7	145	110	35	75	3,6	0.05	0.013	0.001	12	18
8	140	105	50	90	3,2	0.07	0.016	0.001	8	18
9	145	100	40	80	3,5	0.04	0.016	0.001	9	18
10	140	100	30	70	4,1	0.08	0.013	0.001	12	18
11	145	105	35	75	3,7	0.09	0.015	0.001	7	18
12	155	110	45	85	3,3	0.07	0.014	0.001	9	18

## Задачи по массообменным аппаратам

Пример 1. Рассчитать ректификационную провальную тарелку при следующих исходных данных: нагрузка по пару  $G_{\text{ц}}=34\,000$  кг/ч; нагрузка по жидкости  $G_{\text{ж}}=27500$  кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{ц}}=3,34$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}}=660$  кг/м<sup>3</sup>; поверхностное натяжение  $\sigma=0,017$  Н/м; вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}}=0,005$  Па·с; вязкость паров  $\mu_{\text{ц}}=5 \cdot 10^{-5}$  Па·с.

Решение. По данным табл. 5 предварительно выбираем тарелку со следующими характеристиками: толщина листа тарелки  $\delta = 2$  мм; ширина щели  $b=4$  мм; шаг расположения щелей  $t=16$  мм; относительное свободное сечение  $f_0 = 0,14$ ; расстояние между тарелками предварительно выбираем  $H_T = 600$  мм.

Таблица 5

Относительное свободное сечение  $f_0$  решетчатых тарелок типа ТР

Толщина тарелки, $\delta$ , мм	Ширина щели, $b$ , мм	$f_0$ при шаге расположения щелей $t$ , мм									
		8	10	12	14	16	18	20	22	24	28
2	4	0,27	0,21	0,18	0,16	0,14	0,12	0,11	0,1	0,09	-
4	6	-	0,31	0,27	0,23	0,20	0,18	0,16	0,15	0,13	0,12
Примечание. Диаметр решетчатых тарелок типа ТР изменяется от 1000 до 3000 мм с интервалом через 200 мм. Расстояние между тарелками $H_T$ составляет 600; 700; 800 или 900 мм.											

Максимально допустимую скорость пара в колонне рассчитываем по уравнению:

$$\omega = 0,416 \left( \frac{660 - 3,34}{3,34} \right)^{0,5} * 0,14 * (1 - 0,135) = 0,67 \text{ м/с} \quad (31)$$

Здесь доля площади отверстий, занятая стекающей жидкостью составит

$$f_{\text{о.ж}} = \frac{1}{1 + 0,73 \left( \frac{1,53 * 660}{3,34} \right)^{0,33} \left( \frac{34000}{27500} \right)^{0,67}} = 0,135 \quad (32)$$

- коэффициент сопротивления тарелки

$$\xi = 1,75(1 - 0,14)^2(4/2)^{0,2} = 1,53 \quad (33)$$

- диаметр колонны:

$$D = \sqrt{\frac{34000 * 4}{3600 * 3,34 * 3,14 * 0,67}} = 2,3 \text{ м} \quad (34)$$

Принимаем диаметр колонны  $D = 2400$  мм.

Для расчета высоты пены на тарелке найдем поправочный коэффициент, учитывающий распределение давлений в зонах пара и стекающей жидкости

$$\beta = 1,11(\rho_{\text{п}}/\rho_{\text{ж}})^{0,118} = 1,11(3,34/660)^{0,118} = 0,59 \quad (35)$$

В этом случае общее сопротивление орошаемой тарелки:

$$\begin{aligned} \Delta p &= \frac{1,53 * 3,34 * 0,67^2}{2 * 0,14^2(1 - 0,135)^3(1 - 0,59)} [1 - 0,135(1 - 0,59)] + \frac{2 * 0,017}{0,004(1 - 0,59)} \\ &= 215 + 21 = 236 \text{ Па} \quad (8.6) \end{aligned} \quad (36)$$

Объемная доля жидкости в пене, образовавшейся на провальной тарелке составит:

$$1 - \varphi = 0,43 \left( \frac{27500}{34000} \right)^{0,325} \left( \frac{3,34}{660} \right)^{0,18} \left( \frac{5 * 10^{-3}}{5 * 10^{-5}} \right)^{0,036} = 0,182 \quad (37)$$

- высота динамической пены, образующейся на тарелке:

$$h_{\text{дн}} = \frac{236 - 1,53 * 3,34 * 0,67^2 / [2 * 0,14^2(1 - 0,135)^2]}{0,182 * 660 * 9,81} = 0,13 \text{ м} \quad (38)$$

При высоте сепарационного пространства  $h_c = H_T - h_{\text{пн}} = 0,6 - 0,13 = 0,47$  м величина относительного уноса составит

$$y = 163,5 \left( \frac{0,67}{0,47} \right)^{2,56} \left( \frac{3,34}{660 - 3,34} \right)^{0,73} \left( \frac{5 * 10^{-5}}{0,017} \right)^{1,1} = 0,015 \quad (39)$$

что значительно меньше допустимого  $Y = 0,05$ .



Варианты задач по массообменным аппаратам

№ варианта	№ задачи
1	16
2	8
3	10
4	15
5	24
6	4
7	14
8	21
9	3
10	17
11	6
12	23
13	9
14	2
15	13
16	19
17	1
18	7
19	25
20	11
21	22
22	5
23	20
24	18
25	12

1. Рассчитать противоточный абсорбер насадочного типа для поглощения водой диоксида углерода из смеси его с водородом и азотом. Исходные данные: состав поступающей смеси:  $H_2$  – 62%;  $CO_2$  – 18 %;  $N_2$  – 20 %; расход газа на входе в абсорбер 1000 кмоль/час; давление процесса 2,0 МПа; на орошение подается вода с температурой 20°C;требуемая степень извлечения диоксида углерода 90%.

2. Рассчитать диаметр и высоту противоточной абсорбционной колонны с регулярной насадкой для поглощения двуокиси углерода водой.

Исходные данные: содержание двуокиси углерода ( $\text{CO}_2$ ) в газовой смеси – 20 % (мольн.); расход газовой смеси на входе в абсорбер 1200 кмоль/час; давление процесса 1,5 МПа; температуры газа в аппарате и воды на входе составляют 20 °С; требуемая степень извлечения двуокиси углерода 85%.

3. Определить гидравлическое сопротивление абсорбционной колонны с регулярной (кольца Рашига в укладку) насадкой при рабочей высоте абсорбера 15 м, скорости газа 0,5 м/с; диаметр аппарата 2,5 м; объемный расход жидкости составляет 40 м<sup>3</sup>/час.

4. Определить гидравлическое сопротивление абсорбционной колонны с регулярной насадкой (выбрать самостоятельно) при рабочей высоте абсорбера, равной 25 м, скорости движения газа 0,75 м/с; диаметр аппарата составляет 3,0 м; а объемный расход жидкости – 60 м<sup>3</sup>/час.

5. Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения аммиака из аммиачно-воздушной смеси водой. Исходные данные: начальное содержание  $\text{NH}_3$  в смеси составляет 5 % (объем.); конечное содержание - 0,27 % (объем.); количество поступающего газа равно 10000 м<sup>3</sup>/ч (для нормальных условий); общее давление газа составляет 760 мм рт. ст.; начальное содержание  $\text{NH}_3$  в воде составляет 0,2 %(масс.); расход жидкости 14500 кг/ч; температура газа  $t=25$  °С; насадка (правильно уложенная), состоящая из колец Рашига с размерами 50х50х5 мм.

6. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТСК-Р. Исходные данные: нагрузка по пару 18000 кг/ч, нагрузка по жидкости 25000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}}=4,25$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 800$  кг/м<sup>3</sup>; поверхностное натяжение  $\sigma=0,02$  н/м, число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 24$ ; расстояние между тарелками 0,7 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

7. Рассчитать диаметр и высоту противоточной абсорбционной колонны с регулярной насадкой для поглощения двуокиси углерода водой. Исходные данные: содержание двуокиси углерода в газовой смеси

10 % (мольн.); расход газовой смеси составляет 1800 кмоль/ч; давление процесса равно 1,8 МПа; температуры газа и жидкости одинаковы и равны 20°C. Требуемая степень извлечения двуокиси углерода 95%.

8. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТС-Р при следующих исходных данных: нагрузка по пару 15000 кг/ч; нагрузка по жидкости 28000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $s = 0,02 \text{ Н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 880 \text{ кг/м}^3$ ; число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 25$ ; расстояние между тарелками 0,5 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

9. На ректификационную колонну поступает смесь метанол-вода в количестве 5000 кг/ч, содержащая 40 % (масс.) метанола. Содержание метанола в дистилляте составляет 98,5 % (масс.), в кубовом остатке - 1,5 % (масс.). Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения смеси, если диаметр отверстий в тарелке  $d = 0,002 \text{ м}$ ; живое сечение отверстий  $j = 0,08$ ; высота сливного порога  $h = 0,025 \text{ м}$ ; объемный расход жидкости в нижней части колонны  $2 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{сек}$ ; объемный расход пара  $1,5 \text{ м}^3/\text{сек}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 925 \text{ кг/м}^3$ ; плотность пара  $\rho_{\text{п}} = 0,855 \text{ кг/м}^3$ ; сопротивление тарелки  $D_p = 450 \text{ Н/м}^2$ ; коэффициент сопротивления тарелки  $x = 1,82$ ; расстояние между тарелками  $H = 0,4 \text{ м}$ .

10. Рассчитать ректификационную колонну с провальными тарелками. Исходные данные: нагрузка по пару 30000 кг/ч; нагрузка по жидкости 25000 кг/ч; поверхностное натяжение  $s = 0,02 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 720 \text{ кг/м}^3$ ; плотность пара  $\rho_{\text{п}} = 3,30 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}} = 0,006 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; вязкость паров  $\mu_{\text{п}} = 5 \times 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; толщина листа тарелки  $\delta = 4 \text{ мм}$ ; ширина шага  $b = 6 \text{ мм}$ ; расстояние между тарелками  $H_{\text{т}} = 0,5 \text{ мм}$ .

11. Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения аммиака из аммиачно-воздушной смеси водой. Исходные данные: начальное содержание  $\text{NH}_3$  в газе 10% (объем.); конечное - 0,2 % (объем.); количество поступающего газа составляет 15000  $\text{м}^3/\text{ч}$ ; общее давление газа 760 мм рт.

ст; удельный расход поглотителя  $i = 1,2$  кг/кг; температура газа  $20$  °С; нерегулярная насадка в виде колец Рашига с размерами  $25 \times 25 \times 3$  мм.

12. Рассчитать ректификационную колонну с провальными тарелками. Исходные данные: нагрузка по пару  $34000$  кг/ч; нагрузка по жидкости  $27500$  кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 3,34$  кг/м<sup>3</sup>; поверхностное натяжение  $s = 0,017$  н/м; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 660$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость паров  $\eta_{\text{п}} = 5 \times 10^{-5}$  Па·с; вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}} = 0,005$  Па·с; толщина листа тарелки  $\delta = 2$  мм; ширина шага  $b = 4$  мм; число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 20$ ; расстояние между тарелками  $H_{\text{Т}} = 0,7$  м.

13. Рассчитать противоточный абсорбер насадочного типа для поглощения водой диоксида углерода из смеси его с водородом и азотом. Исходные данные: состав поступающей смеси (в мольн. %):  $\text{H}_2$  – 70%;  $\text{CO}_2$  – 10%;  $\text{N}_2$  – 20%; расход газа на входе в абсорбер  $1000$  кмоль/час; давление процесса –  $2,0$  МПа; на орошение подается вода с температурой  $25$ °С; требуемая степень извлечения диоксида углерода 95%.

14. Выполнить проектный расчет ректификационной колонны не прерывного действия с клапанными тарелками для получения  $150000$  тонн этилена в год. Колонна работает при давлении  $1,2$  МПа. Требуемое содержание этилена в дистилляте 98 % (масс.), содержание этилена в кубовом остатке 4 % (масс.). Состав исходной смеси: 57 % этилена и 43 % этана (масс.). Исходная смесь поступает в колонну при температуре кипения.

15. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТСК-Р. Исходные данные: нагрузка по пару  $15000$  кг/ч, нагрузка по жидкости  $42000$  кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 800$  кг/м<sup>3</sup>; поверхностное натяжение  $\sigma = 0,02$  н/м, число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 24$ ; расстояние между тарелками  $0,7$  м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

16. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТС-Р при следующих исходных данных: нагрузка по пару  $18000$  кг/ч; нагрузка по

жидкости 32000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $\sigma = 0,02 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 920 \text{ кг/м}^3$ ; число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 25$ ; расстояние между тарелками 0,5 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

17. На ректификационную колонну поступает смесь метанол-вода в количестве 7000 кг/ч, содержащая 40 масс. % метанола. Содержание метанола в дистилляте составляет 98,5 масс. %, в кубовом остатке - 1,5 масс. %. Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения смеси, если диаметр отверстий в тарелке  $d = 0,002 \text{ м}$ ; живое сечение отверстий  $j = 0,08$ ; высота сливного порога  $h = 0,025 \text{ м}$ ; объемный расход жидкости в нижней части колонны  $2 \times 10^{-3} \text{ м}^3/\text{сек}$ ; объемный расход пара  $1,5 \text{ м}^3/\text{сек}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 925 \text{ кг/м}^3$ ; плотность пара  $\rho_{\text{п}} = 0,855 \text{ кг/м}^3$ ; сопротивление тарелки  $D_p = 450 \text{ н/м}^2$ ; коэффициент сопротивления тарелки  $x = 1,82$ ; расстояние между тарелками 0,4 м.

18. Рассчитать ректификационную колонну с провальными тарелками. Исходные данные: нагрузка по пару равна 25000 кг/ч; нагрузка по жидкости - 18000 кг/ч; поверхностное натяжение  $\sigma = 0,02 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 830 \text{ кг/м}^3$ ; плотность пара  $\rho_{\text{п}} = 3,30 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}} = 0,006 \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; вязкость паров  $\mu_{\text{п}} = 5 \times 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; толщина листа тарелки  $\delta = 4 \text{ мм}$ ; ширина шага  $b = 6 \text{ мм}$ ; число тарелок  $n_{\text{ст}} = 30$  расстояние между тарелками равно 0,5 м.

19. Рассчитать насадочный абсорбер для поглощения аммиака из аммиачно-воздушной смеси водой. Исходные данные: начальное содержание  $\text{NH}_3$  в газе составляет 18 % (объем.); конечное - 0,2 % (объем.); количество поступающего газа составляет 15000 м<sup>3</sup>/ч; общее давление газа 760 мм рт. ст; температура газа 20 °С; насадка в виде колец Рашига 25x25x3 мм, размещена в колонне в навал.

20. Рассчитать ректификационную колонну с провальными тарелками. Исходные данные: нагрузка по пару 30000 кг/ч; нагрузка по

жидкости 25000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 3,34 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $s = 0,017 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 720 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость паров  $\mu_{\text{п}} = 5 \cdot 10^{-5} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; вязкость жидкости  $\mu_{\text{ж}} = 0,005 \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; толщина листа тарелки  $\delta = 2 \text{ мм}$ ; ширина шага  $b = 4 \text{ мм}$ ; число тарелок  $n_{\text{ст}} = 25$ ; расстояние между тарелками равно 0,7 м.

21. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТСК-Р. Исходные данные: нагрузка по пару 18000 кг/ч, нагрузка по жидкости 25000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 800 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $\sigma = 0,02 \text{ н/м}$ , число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 24$ ; расстояние между тарелками 0,7 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

22. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТС-Р при следующих исходных данных: нагрузка по пару 25000 кг/ч; нагрузка по жидкости 30000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $s = 0,02 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 880 \text{ кг/м}^3$ ; число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 25$ ; расстояние между тарелками 0,5 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

23. Рассчитать ректификационную колонну с тарелками ТС-Р при следующих исходных данных: нагрузка по пару 15000 кг/ч; нагрузка по жидкости 28000 кг/ч; плотность паров  $\rho_{\text{п}} = 4,25 \text{ кг/м}^3$ ; поверхностное натяжение  $s = 0,02 \text{ н/м}$ ; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}} = 880 \text{ кг/м}^3$ ; число ступеней изменения концентрации  $n_{\text{ст}} = 25$ ; расстояние между тарелками 0,5 м. Вспениваемость жидкости средняя, давление в колонне атмосферное.

24. Рассчитать тарельчатую абсорбционную колонну, оснащенную ситчатыми тарелками, для поглощения из газовой смеси двуокиси углерода водой. Исходные данные: расход газовой смеси на входе в абсорбер 1200 кмоль/час; давление в колонне равно 1,5 МПа; содержание двуокиси углерода в газовой смеси равно 0,2 мольн.; на орошение подается вода с температурой 20 °С; требуемая степень извлечения двуокиси углерода 85 %.

25. Рассчитать трубчатый абсорбер с водяным охлаждением для поглощения аммиака из аммиачно-воздушной смеси водой. Исходные данные: расход газа  $0,66 \text{ м}^3/\text{с}$  (при  $0 \text{ }^\circ\text{C}$  и  $0,1 \text{ МПа}$ ); температура  $40 \text{ }^\circ\text{C}$ ; давление  $0,3 \text{ МПа}$ . Содержание аммиака в газовой смеси  $40\%$  (объемн.), температура воды на входе  $20 \text{ }^\circ\text{C}$ , температура охлаждающей воды  $10 \text{ }^\circ\text{C}$ . Требуемая степень извлечения аммиака из газа  $99,5\%$ , мольная доля  $\text{NH}_3$  на выходе составляет  $0,1$  [20-23].

## Задачи по сушильным аппаратам

Пример 1. Рассчитать и выбрать нормализованную сушилку непрерывного действия по следующим исходным данным: производительность по сухому продукту  $G = 1500$  кг/ч; начальное влагосодержание  $\omega_n = 0,1$  кг/кг; конечное влагосодержание  $\omega_k = 0,01$  кг/кг; насыпная плотность материала  $\rho_n = 1470$  кг/м<sup>3</sup>; удельная теплоемкость сухого материала  $c_m = 1100$  Дж/(кг·К); температура воздуха на входе в сушилку  $t_{в.н} = 120$  °С, на выходе из сушилки  $t_{в.к} = 60$  °С; температура материала на входе в сушилку  $\theta_n = 15$  °С; размер частиц кристаллического материала  $\delta_n = 2 \div 3$  мм; барометрическое давление  $P = 10^5$  Па.

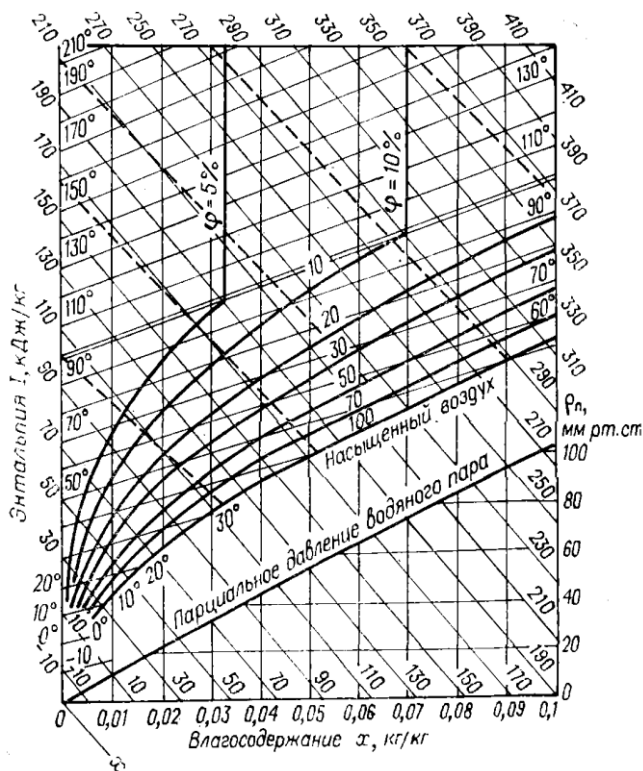


Рис. 3 - Диаграмма Рамзина для влажного воздуха с температурой до 200 °С

$= 85\%$  (эти данные выбираются с учетом географических условий и места установки сушилки); коэффициент заполнения барабана  $\phi = 0,15$ . По диаграмме Рамзина (рис.3) определяем по принятым значениям  $t_{в.о}$  и  $\phi_v$  параметры состояния воздуха перед калорифером: влагосодержание  $x_0 =$

Решение. При данном начальном влагосодержании кристаллический материал является достаточно сыпучим. Учитывая необходимость проведения непрерывного процесса, значительную производительность и свойства материала, выбираем сушилку барабанного типа с прямоточной схемой движения материала и теплоносителя. Принимаем температуру окружающего воздуха  $t_{в.о} = 15$  °С с относительной влажностью  $\phi_v$



0,009 кг/кг и энтальпия наружного воздуха  $I_0 = 38$  кДж/кг. В калорифере повышение теплосодержания воздуха происходит без изменения влагосодержания, поэтому значение энтальпии воздуха на входе в сушилку определяется по рис. 3 при  $t_{в.н} = 120$  °С и  $x_0 = 0,009$  кг/кг и равно  $I_n = 148$  кДж/кг.

В теоретической сушилке при  $I_n = 148$  кДж/кг процесс сушки шел бы по линии постоянной энтальпии  $BC'$  (рис. 3) и удельная теплота  $q_t$  равнялась бы

$$q_t = (I_n - I_0) / (x_{\text{вых}} - x_0) = (148 \cdot 10^3 - 38 \cdot 10^3) / (0,032 - 0,009) = 4,78 \cdot 10^6 \quad (40)$$

где  $x_{\text{вых}}$  - влагосодержание воздуха в точке  $C'$ ,  $x_{\text{вых}} = 0,032$  кг/кг.

В действительной сушилке (рис. 4) конечное влагосодержание воздуха  $x_k$  (в точке  $C$ ) будет меньше  $x_{\text{вых}}$ . Его значение находим следующим путем.

Из уравнения линии реального процесса сушки  $BC$

$$I = I_n - \Delta q (x - x_0), \quad (41)$$

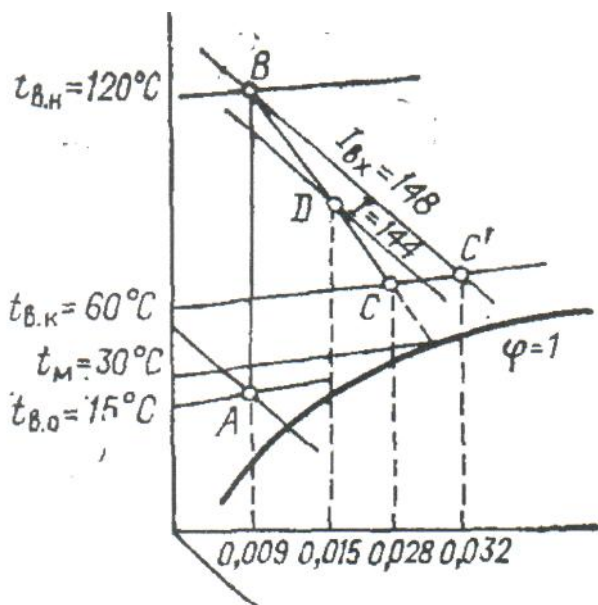


Рис. 4 - Схема реального процесса сушки

Задаваясь произвольным значением  $x$ , меньшим  $x_{\text{вых}}$ , находим  $I$ , предварительно рассчитав расход испаряемой влаги  $W$  и поправку  $\Delta q$  для реального процесса сушки.

По уравнению расход испаряемой влаги

$$W = 0,417 (0,1 - 0,01) = 0,0375 \text{ кг/с} \quad (42)$$

Удельная теплота на нагрев материала при температуре материала на выходе из сушки  $\theta_k = 50^\circ\text{C}$  будет

$$q_{\text{мат}} = 0,417 - 1100 (50 - 10) 70,0375 = 4,9 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг} \quad (43)$$

Примем потерю теплоты в количестве  $0,06q_t$ , т. е.  $q_{\text{пот}} = 0,06 \cdot 4,78 \cdot 10^6 = 2,87 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг}$ . Тогда при  $q_{\text{тр}} = 0$  разность расходуемой удельной теплоты в действительной и теоретической сушилке будет

$$\Delta_q = 4,9 \cdot 10^6 + 2,87 \cdot 10^5 - 4190 \cdot 15 = 7,14 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг} \quad (44)$$

Задав произвольным значением  $x = 0,015 \text{ кг/кг}$ , найдем:

$$I = 1,48 \cdot 10^5 - 7,14 \cdot 10^5 (0,015 - 0,009) = 1,44 \cdot 10^5 \text{ Дж/кг} \quad (45)$$

Проведя через точки  $B$  и  $O$  ( $x_D = 0,015$ ;  $I_D = 144 \text{ кДж/кг}$ ) прямую линию до пересечения с изотермой  $t_{\text{в.к}} = 60^\circ\text{C}$ , получим точку  $C$ , для которой находим влагосодержание воздуха ( $x_k = 0,028 \text{ кг/кг}$ ), выходящего из сушилки.

Расход сухого воздуха в сушилке

$$G_c = 0,0375 / (0,028 - 0,009) = 1,974 \text{ кг/с} \quad (46)$$

Расход влажного воздуха на выходе из сушилки:

$$V_v = v_{\text{уд}} G_c = 1,974 \cdot 287 \cdot 333 / (10^5 - 0,85 \cdot 2 \cdot 10^4) = 2,27 \text{ м}^3/\text{с} \quad (47)$$

Здесь  $v_{\text{уд}}$  вычисляется в соответствии с

$$v_{\text{уд}} = R_v T / (P - \varphi_v p_{\text{нас}}) \quad (48)$$

Согласно рекомендациям, приведенным в табл. 7, принимаем скорость газов на выходе из сушилки  $\omega_r = 4 \text{ м/с}$  (при размере частиц более 2 мм и насыпной плотности материала  $1400 \text{ кг/м}^3$ ). Внутренний диаметр сушильного барабана:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,27}{3,14 \cdot (1 - 0,15) \cdot 4}} = 0,92 \text{ м} \quad (49)$$

Таблица 7

Средняя скорость отходящих газов в барабанной сушилке

Размер частиц, мм	Скорость газа $\omega_r$ (м/с) при насыпной плотности материала, кг/м <sup>3</sup>				
	350	1000	1400	1800	2200
0,3-2	0,5-1	2-5	3-7,5	4-8	5-10
Более 2	1-3	3-5	4-8	6-10	7-12

Приняв толщину футеровки и обечайки  $\delta=0,15$  м, получим наружный диаметр сушилки  $D_n = 0,92 + 2 \cdot 0,15 = 1,22$  м. Принимаем  $D_n = 1,2$  м (см. табл. 8).

Объем барабана при напряженности его по влаге  $A_v = 5,3 \cdot 10^3$  кг/(м<sup>3</sup>·с) будет  $V_6 = 0,0375/0,0053 = 7,075$  м<sup>3</sup>. Длина барабана  $L = 4 \cdot 7,075 / (3,14 \cdot 0,92^2) = 10,6$  м.

Сушилки с наружным диаметром 1,2 м и длиной свыше 10 м нет. Поэтому, снизив скорость газов до  $\omega_r = 3$  м/с и повторив расчет, получим  $D = 1,06$  м, а  $D_n = 1,36$  м. Принимаем  $D_n = 1,6$  м, при котором расчетная длина сушилки будет  $L = 5,3$  м. Окончательно выбираем по табл. 8 сушилку СБ 1,6-8.

Таблица 8

Основные параметры сушильных барабанных аппаратов

Обозначение	Наружный диаметр и длина барабана, мм		Частота вращения барабана	Мощность электродвигателя, кВт
	$D_n$	L		
СБ 1-4	1000	4000		3,8; 4,8; 6
СБ 4-6		6000		

СБ 1,2-6	1200	6000	4,06; 5,06; 8,12	4,8; 5,7; 7,5
СБ 1,2-8		8000		
СБ 1,2-10		10000		
СБ 1,6-8	1600	8000	3,2;4,3; 6.4	13,2; 16,4; 18,4
СБ 1,6-10		10000		
СБ 1,6-12		12000		
СБ 2-8	2000	8000		17,9; 19,9; 25
СБ 2-10		10000		
СБ 2-12		12000		
СБ 2,2-10	2200	10000		24; 26; 31,5
СБ 2,2-12		12000		
СБ 2,2-14		14000		
СБ 2,2-16		16000		
СБ 2,5-20	2500	20000	2; 3; 4; 6	24; 37,5; 55; 75
СБ 2,8-20	2800			32; 50; 72; 100
СБ 3-18	3000	18000		40; 62,5; 90; 125
СБ 3-20		20000		
СБ 3,2-22	3200	22000		50; 80; 110; 160
СБ 3,5-18	3500	18000		66; 100; 140; 200
СБ 3,5-27		27000		
Примечание. С - сушиллка; Б - барабанная; первое число в обозначении - наружный диаметр барабана, м; второе число - длина барабана, м.				

Таблица 9

Варианты задач по сушильным аппаратам

№ варианта	№ задачи
1	15
2	9
3	21
4	10

5	14
6	3
7	22
8	24
9	13
10	1
11	17
12	23
13	7
14	19
15	8
16	2
17	20
18	7
19	18
20	5
21	4
22	12
23	16
24	6
25	11

1. Подобрать типовую барабанную сушилку по следующим исходным данным: производительность по готовому продукту 1500 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,1$  кг/кг, конечное  $w_2 = 0,01$  кг/кг, критическое влагосодержание материала  $w_k = 0,05$  кг/кг, коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1000$  Дж/(кг·К), насыпная плотность материала  $\rho_n = 1500$  кг/м<sup>3</sup>, температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 15$  °С, температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 130$  °С, температура воздуха на выходе  $t_2 = 60$  °С, средний размер частиц материала  $d_q = 2$  мм, барометрическое давление 105 Па. Принимаем температуру окружающего воздуха 15 °С с относительной влажностью 75 %.

2. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем при следующих исходных данных: производительность по высушенному материалу 450 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,68$  кг/кг; конечное влагосодержание продукта  $w_2 = 0,029$  кг/кг; коэффициент теплоемкости продукта  $C_m = 1,4$  кДж/(кг·К); плотность высушенного

продукта  $\rho_{\text{ч}} = 3000 \text{ кг/м}^3$ ; начальная температура материала  $\theta_1 = 18 \text{ }^\circ\text{C}$ ; конечная температура продукта  $q_2 = 60 \text{ }^\circ\text{C}$ ; атмосферное давление равно 100 кПа; начальная температура воздуха перед калорифером  $t_1 = 18 \text{ }^\circ\text{C}$ , после калорифера  $t_2 = 130 \text{ }^\circ\text{C}$ ; влажность воздуха 75 %; средний диаметр частиц  $d_{\text{с}} = 1,5 \text{ мм}$ .

### 3. Рассчитать диаметр и высоту пневматической трубной сушилки.

Исходные данные: производительность по исходному влажному материалу 700 кг/ч; начальное влагосодержание исходного материала  $w_1 = 0,1 \text{ кг/кг}$ ; конечное влагосодержание  $w_2 = 0,01 \text{ кг/кг}$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 300 \text{ }^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 100 \text{ }^\circ\text{C}$ ; температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 15 \text{ }^\circ\text{C}$ ; эквивалентный размер частиц  $d_{\text{э}} = 0,9 \text{ мм}$ , максимальный размер частиц  $d_{\text{м}} = 1,2 \text{ мм}$ ; фактор формы частиц материала  $\psi = 0,7$ ; коэффициент теплоемкости материала  $C_{\text{м}} = 1200 \text{ Дж/(кг}\cdot\text{K)}$ , плотность материала  $\rho = 1940 \text{ кг/м}^3$ .

### 4. Рассчитать диаметр и высоту рабочей зоны распылительной сушилки для сушки синтетического моющего средства (СМС).

Исходные данные: производительность по исходному влажному продукту 15000 кг/ч; начальная влажность порошка  $w_1 = 50 \text{ \% (масс.)}$ ; конечная влажность порошка  $w_2 = 5 \text{ \% (масс.)}$ ; температура газов на входе в сушильную башню  $t_1 = 330 \text{ }^\circ\text{C}$ ; температура газов на выходе из сушилки  $t_2 = 80 \text{ }^\circ\text{C}$ ; температура поступающей композиции  $\theta_1 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$ ; плотность высушенного продукта  $\rho_{\text{м}} = 1200 \text{ кг/м}^3$ , коэффициент теплоемкости порошка  $C_{\text{м}} = 2,22 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ . Движение газов и высушиваемой композиции противоточное. В качестве топлива используется природный газ, его состав (в % масс. на сухой газ):  $\text{CO}_2 = 0,5$ ;  $\text{CH}_4 = 88$ ;  $\text{C}_2\text{H}_2 = 2,11$ ;  $\text{C}_3\text{H}_8 = 1,8$ ;  $\text{C}_4\text{H}_{10} = 1,35$ ;  $\text{C}_5\text{H}_{12} = 0,84$ ;  $\text{N}_2 = 5,4$ .

### 5. Рассчитать однокамерную цилиндрическую сушилку с кипящим слоем для сушки сополимера ВХВД-40.

Исходные данные: производительность по готовому продукту 400 кг/ч, начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,40 \text{ кг/кг}$ , конечное

влажностное содержание  $w_2 = 0,03$  кг/кг, критическое  $w_{кр} = 0,06$  кг/кг; средний размер частиц материала  $d_{ср} = 0,5$  мм, плотность материала  $\rho_m = 1300$  кг/м<sup>3</sup>, коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,2$  кДж/(кг·К), температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 20$  °С; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 120$  °С, температура воздуха на выходе  $t_2 = 50$  °С.

6. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем для сушки мыла.

Исходные данные: производительность по высушенному мылу 2100 кг/ч; начальное влажностное содержание материала  $w_1 = 0,55$  кг/кг, конечное влажностное содержание  $w_2 = 0,12$  кг/кг, критическое  $w_{кр} = 0,36$  кг/кг; средний размер частиц материала  $d_{ср} = 8$  мм; плотность  $\rho_m = 1600$  кг/м<sup>3</sup>; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 2$  кДж/(кг·К), температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 30$  °С, температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 160$  °С, на выходе  $t_2 = 60$  °С.

7. Рассчитать диаметр, длину, число оборотов, угол наклона барабана, необходимую мощность для вращения барабанной сушилки для сушки поливинилхлорида.

Исходные данные: производительность 12000 кг/час; начальное влажностное содержание материала  $w_1 = 25$  %, конечное  $w_2 = 0,3$  %; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 130$  °С; температура на выходе  $t_2 = 55$  °С; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,2$  кДж/(кг·К); плотность высушенного материала  $\rho_m = 550$  кг/м<sup>3</sup>, насыпная плотность материала  $\rho_n = 1200$  кг/м<sup>3</sup>, средний размер частиц  $d_{ср} = 0,2$  мм.

8. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки диаммофоса.

Исходные данные: производительность 15000 кг/час; начальное влажностное содержание материала  $w_1 = 4$  %, конечное влажностное содержание  $w_2 = 0,5$  %; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 200$  °С; на выходе из сушилки  $t_2 = 90$  °С; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,05$  кДж/(кг·К), плотность высушенного материала  $\rho_m = 1100$  кг/м<sup>3</sup>, насыпная

плотность материала  $\rho_n = 1850 \text{ кг/м}^3$ , средний размер частиц материала  $d_{cp}=2\text{мм}$ .

9. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки хлористого аммония. Исходные данные: производительность 2000 кг/час, начальное влагосодержание материала  $w_1 = 8\%$ , конечное  $w_2 = 0,8\%$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 400^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 120^\circ\text{C}$ , коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,2 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ ; плотность материала  $\rho_n = 1100 \text{ кг/м}^3$ ; средний размер частиц материала  $d_{cp}=0,2\text{мм}$ .

10. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки хлористого калия. Исходные данные: производительность 3000 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1=7\%$ , конечное влагосодержание  $w_2=0,5 \%$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 700^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 170^\circ\text{C}$ , насыпная плотность материала  $\rho_m = 1650 \text{ кг/м}^3$ , насыпная плотность высушенного материала  $\rho_n = 1000 \text{ кг/м}^3$ ; средний размер частиц материала  $d_{ч} = 1,5\text{мм}$ ; удельная теплоемкость сухого продукта  $C_m = 1,16 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ .

11. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки суперфосфата. Исходные данные: производительность 4000 кг/час; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 14 \%$ , конечное  $w_2 = 2 \%$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 600^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 120^\circ\text{C}$ ; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,21 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ ; плотность материала  $\rho_m = 1700 \text{ кг/м}^3$ , плотность высушенного материала  $\rho_n = 1000 \text{ кг/м}^3$ , средний размер частиц материала  $d_{cp}=2\text{мм}$ .

12. Рассчитать диаметр и длину барабана барабанной сушилки для сушки нитрата натрия. Исходные данные: производительность 30000 кг/час; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 4\%$ , конечное  $w_2 = 0,5\%$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 200^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 60^\circ\text{C}$ ; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 0,97 \text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ ,



насыпная плотность  $\rho_m = 2250 \text{ кг/м}^3$ , насыпная плотность высушенного материала  $\rho_n = 1300 \text{ кг/м}^3$ , средний размер частиц материала  $d_{cp} = 0,5 \text{ мм}$ .

13. Рассчитать однокамерную цилиндрическую сушилку с кипящим слоем для сушки силикагеля. Исходные данные: производительность  $5500 \text{ кг/ч}$ ; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,40 \text{ кг/кг}$ ; конечное влагосодержание материала  $w_2 = 0,015 \text{ кг/кг}$ , критическое  $w_{кр} = 0,030 \text{ кг/кг}$ ; средний диаметр частиц  $d_{cp} = 0,2 \text{ мм}$ ; плотность материала  $\rho_m = 2300 \text{ кг/м}^3$ , коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 0,85 \text{ кДж/(кг·К)}$ , температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 18^\circ\text{C}$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 200^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 70^\circ\text{C}$ .

14. Подобрать типовую барабанную сушилку по следующим исходным данным: производительность по готовому продукту  $1750 \text{ кг/ч}$ ; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,2 \text{ кг/кг}$ , конечное  $w_2 = 0,01 \text{ кг/кг}$ , критическое влагосодержание материала  $w_k = 0,05 \text{ кг/кг}$ , коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1000 \text{ Дж/(кг·К)}$ , насыпная плотность материала  $\rho_n = 1500 \text{ кг/м}^3$ , температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 20^\circ\text{C}$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 130^\circ\text{C}$ , температура воздуха на выходе  $t_2 = 40^\circ\text{C}$ , средний размер частиц материала  $d_{\text{ч}} = 2 \text{ мм}$ , барометрическое давление равно  $105 \text{ Па}$ . Температура окружающего воздуха  $t_0 = 15^\circ\text{C}$  с относительной влажностью  $75 \%$ .

15. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем при следующих исходных данных: производительность по высушенному материалу  $600 \text{ кг/ч}$ ; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,68 \text{ кг/кг}$ ; конечное влагосодержание продукта  $w_2 = 0,029 \text{ кг/кг}$ ; коэффициент теплоемкости продукта  $C_m = 1,4 \text{ кДж/(кг·К)}$ ; плотность высушенного продукта  $\rho_{\text{ч}} = 2000 \text{ кг/м}^3$ ; начальная температура материала  $\theta_1 = 18^\circ\text{C}$ ; конечная температура продукта  $\theta_2 = 60^\circ\text{C}$ ; атмосферное давление  $100 \text{ кПа}$ ; начальная температура воздуха перед калорифером  $t_1 = 18^\circ\text{C}$ , после калорифера  $t_2 = 130^\circ\text{C}$ ; влажность воздуха  $75 \%$ ; средний диаметр частиц  $d_{\text{ч}} = 1,5 \text{ мм}$ .

16. Рассчитать диаметр и высоту пневматической трубной сушилки. Исходные данные: производительность по исходному влажному материалу 900 кг/ч; начальное влагосодержание исходного материала  $w_1 = 0,1$  кг/кг; конечное влагосодержание  $w_2 = 0,01$  кг/кг; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 250$  °C, на выходе  $t_2 = 50$  °C; температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 15$  °C; эквивалентный размер частиц  $d_3 = 0,9$  мм, максимальный размер частиц  $d_m = 1,2$  мм; фактор формы частиц материала  $y = 0,7$ ; коэффициент теплоемкости материала  $C_m = 1200$  Дж/(кг·K), плотность материала  $\rho = 1940$  кг/м<sup>3</sup>.

17. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки суперфосфата. Исходные данные: производительность 2500 кг/час; начальное влагосодержание материала (масс. %)  $w_1 = 24\%$ , конечное  $w_2 = 2$  %; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 600$  °C, на выходе  $t_2 = 80$  °C; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,21$  кДж/(кг·K); плотность материала  $\rho_m = 1700$  кг/м<sup>3</sup>, плотность высушенного материала  $\rho_n = 1000$  кг/м<sup>3</sup>, средний размер частиц материала  $d_{cp} = 2$  мм.

18. Рассчитать диаметр и длину барабана барабанной сушилки для сушки нитрата натрия. Исходные данные: производительность 25000 кг/час; начальное влагосодержание материала (масс. %)  $w_1 = 15\%$ , конечное  $w_2 = 0,5$  %; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 200$  °C, на выходе  $t_2 = 60$  °C; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 0,97$  кДж/(кг·K), насыпная плотность  $\rho_m = 2250$  кг/м<sup>3</sup>, насыпная плотность высушенного материала  $\rho_n = 1200$  кг/м<sup>3</sup>, средний размер частиц материала  $d_{cp} = 0,5$  мм.

19. Рассчитать однокамерную цилиндрическую сушилку с кипящим слоем для сушки силикагеля. Исходные данные: производительность 6500 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,60$  кг/кг; конечное влагосодержание материала  $w_2 = 0,12$  кг/кг, критическое  $w_{кр} = 0,30$  кг/кг; средний диаметр частиц  $d_{cp} = 0,2$  мм; плотность материала  $\rho_m = 2300$  кг/м<sup>3</sup>, коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 0,85$

кДж/(кг·К), температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 18^\circ\text{C}$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 200^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 70^\circ\text{C}$ .

20. Рассчитать однокамерную сушилку с кипящим слоем для сушки мыла. Исходные данные: производительность по высушенному мылу 2100 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 0,55$  кг/кг, конечное влагосодержание  $w_2 = 0,12$  кг/кг, критическое  $w_{\text{кр}} = 0,36$  кг/кг; средний размер частиц материала  $d_{\text{cp}} = 8$  мм; фактор формы частиц материала  $y = 0,4$ ; плотность материала  $\rho_m = 1600$  кг/м<sup>3</sup>; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 2$  кДж/(кг·К), температура материала на входе в сушилку  $\theta_1 = 30^\circ\text{C}$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 160^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 60^\circ\text{C}$ .

21. Рассчитать диаметр, длину, число оборотов, угол наклона барабана, необходимую мощность для вращения барабанной сушилки для сушки поливинилхлорида. Исходные данные: производительность 12000 кг/час; начальное влагосодержание материала (в масс. %)  $w_1 = 25\%$ , конечное  $w_2 = 0,3\%$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 130^\circ\text{C}$ ; температура на выходе  $t_2 = 55^\circ\text{C}$ ; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,2$  кДж/(кг·К); плотность высушенного материала  $\rho_m = 550$  кг/м<sup>3</sup>, насыпная плотность материала  $\rho_n = 1200$  кг/м<sup>3</sup>, средний размер частиц  $d_{\text{cp}} = 0,2$  мм.

22. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки хлористого аммония. Исходные данные: производительность 2000 кг/час, начальное влагосодержание материала (в масс. %)  $w_1 = 8\%$ , конечное  $w_2 = 0,8\%$ , температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 400^\circ\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 120^\circ\text{C}$ , коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m = 1,2$  кДж/(кг·К); плотность материала  $\rho = 1100$  кг/м<sup>3</sup>; средний размер частиц материала  $d_{\text{cp}} = 0,2$  мм.

23. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки хлористого калия. Исходные данные: производительность 3000 кг/ч; начальное влагосодержание материала  $w_1 = 7\%$ , конечное

влажностное содержание  $w_2=0,5\%$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1 = 700\text{ }^{\circ}\text{C}$ , на выходе  $t_2 = 170\text{ }^{\circ}\text{C}$ , насыпная плотность материала  $\rho_m = 1650\text{ кг/м}^3$ , насыпная плотность высушенного материала  $\rho_n = 1000\text{ кг/м}^3$ ; средний размер частиц материала  $d_{\text{ч}} = 1,5\text{ мм}$ ; удельная теплоемкость сухого продукта  $C_m = 1,16\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ .

24. Рассчитать и подобрать нормализованную барабанную сушилку для сушки диаммофоса. Исходные данные: производительность сушилки равна  $25\,000\text{ кг/ч}$ ; начальное влажностное содержание  $W_1=0,06\text{ кг/кг}$ , конечное  $W_2=0,004\text{ кг/кг}$ ; температура воздуха на входе в сушилку  $t_1=2000\text{ }^{\circ}\text{C}$ ; на выходе из сушилки  $t_2=1000\text{ }^{\circ}\text{C}$ ; коэффициент теплоемкости сухого материала  $C_m=1,15\text{ кДж/(кг}\cdot\text{K)}$ , плотность высушенного материала  $\rho_m = 1150\text{ кг/м}^3$ , насыпная плотность материала  $\rho_n = 1900\text{ кг/м}^3$ , средний размер частиц материала  $d_{\text{ср}}=1,5\text{ мм}$  [20-23].

## Задачи по реакционным аппаратам

Пример 1. Подобрать перемешивающее устройство для аппарата с номинальным объемом  $V_k=5 \text{ м}^3$ , в котором содержится суспензия с частицами размером  $\delta=1,5 \text{ мм}$ . Вязкость жидкости  $\mu = 0,0065 \text{ Па}\cdot\text{с}$ , плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}}=1020 \text{ кг/м}^3$ , плотность твердой фазы  $\rho_{\text{т}}=1700 \text{ кг/м}^3$ . Концентрация твердой фазы до 90 %. Давление в аппарате 0,3 МПа; среда некоррозионна и невзрывоопасна.

Решение. По рекомендациям, приведенным в табл. 10, перемешивание при указанных условиях может быть обеспечено открытой турбинной мешалкой или трехлопастной. Выбираем трехлопастную мешалку, обеспечивающую взвешивание твердой фазы при меньшей частоте вращения.

Согласно данным, представленным в табл. 11, нормализованный реактор с номинальным объемом  $5 \text{ м}^3$  имеет диаметр  $D = 1800 \text{ мм}$ . Принимая отношение  $D/d_m = 4$  (см. табл. 10), получим диаметр мешалки  $d_m = 1800/4 = 450 \text{ мм}$ . На основании данных табл. 12 окончательно принимаем  $d_m = 450 \text{ мм}$ .

Примем окружную скорость мешалки  $\omega = 4 \text{ м/с}$  (см. табл. 10). В этом случае частота вращения мешалки

$$n = \frac{\omega}{(\pi d_m)} = \frac{4}{3,14 * 0,45} = 2,83 \text{ с}^{-1} \quad (50)$$

Частота вращения мешалки:

$$n > 4,72 \left[ \frac{1,8 * 1,5 * 10^{-3} (1700 - 1020)}{0,45^4 * 1020} \right]^{0,5} = 0,98 \text{ с}^{-1} \quad (51)$$

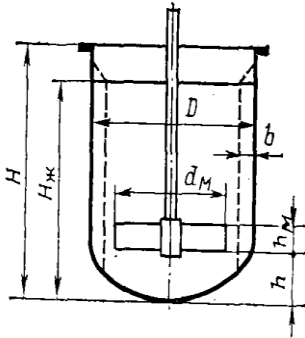
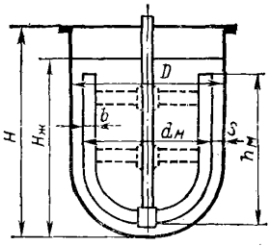
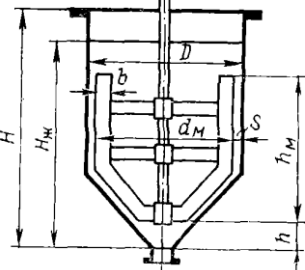
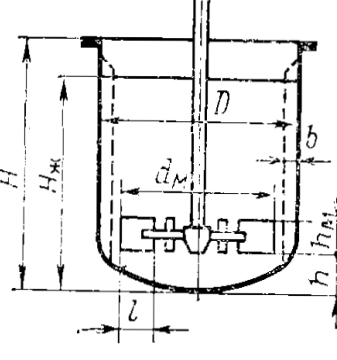
В соответствии с этими данными по табл. 13 приложения принимаем частоту вращения мешалки  $n = 3,33 \text{ с}^{-1}$ .

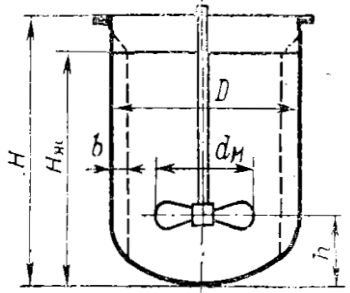
Для определения глубины воронки в сосуде найдем значения параметров  $\Gamma$  и  $Re_{\text{цб}}$ . При коэффициенте заполнения сосуда  $\phi = 0,75$  высота уровня жидкости  $H_{\text{жс}} = 1,62 \text{ м}$  (см. табл. 11). В этом случае  $\Gamma = 8H_{\text{жс}}/D + 1 = 8 \cdot 1,62/1,8 + 1 = 8,2$ . Критерий Рейнольдса при перемешивании:

$$Re_{цб} = \frac{nd_m^2 \rho_{ж}}{\mu} = 3,33 * \frac{0,45^2 1020}{0,0065} = 105800 \quad (52)$$

Таблица 10

Основные параметры и условия работы перемешивающих устройств

Тип мешалки	Основные параметры	Условия работы
<p>Лопастная</p> 	$D/d_M = 1.4 \div 1.7$ $h_M/d_M = 0.1$ $h/d_M = 0.4 \div 1.0$ $b/d_M = 0.1$ $\zeta_M = 0.86$	<p>Перемешивание взаиморастворимых жидкостей, взвешивание твердых частиц в жидкости, взмучивание легких осадков, медленное растворение кристаллических волокнистых веществ; <math>\omega = 1,5 \div 5</math> м/с при <math>\mu &lt; 0.5</math> Па*с, <math>\omega = 1,5 \div 3,2</math> м/с при <math>\mu = 0.5 \div 3</math> Па*с</p>
<p>Якорная</p> 	$D/d_M = 1.05 \div 1.30$ $h_M/d_M = 0,8 \div 1,0$ $S/d_M = 0.01 \div 0.06$ $\zeta_M = 1.2$	<p>Перемешивание вязких и тяжелых жидкостей, интенсификация теплообмена, предотвращение выпадения осадка на стенках и днище, суспендирование в вязких средах; <math>\omega = 0,5 \div 4</math> м/с при <math>\mu &lt; 10</math> Па*с</p>
<p>Рамная</p> 	$D/d_M = 1.05 \div 1.30$ $h_M/d_M = 0.9 \div 1.0$ $h/d_M = 0.01 \div 0.06$ $b/d_M = 0.07$ $S/d_M = 0.01 \div 0.06$ $\zeta_M = 1.28$	
<p>Турбинная</p> 	$D/d_M = 3 \div 4$ $h_M/d_M = 0.2$ $h/d_M = 0.4 \div 1.0$ $l/d_M = 0,25$ $b/d_M = 0.1$ $\zeta_M = 8.4$	<p>Взвешивание и растворение твердых кристаллических частиц (с массовым содержанием до 80%) и волокнистых (с массовым содержанием до 5%); эмульгирование жидкостей с большой разностью плотностей, диспергирование газа в жидкости; перемешивание ньютоновских жидкостей;</p>

		$\omega = 2,5 \div 10$ м/с при $\mu < 10 \text{ Па} \cdot \text{с}$ ; $\omega = 2,5 \div 7$ м/с при $\mu = 10 \div 40 \text{ Па} \cdot \text{с}$
Трехлопастная (пропеллерная) 	$D/d_m = 3 \div 4$ $h/d_m = 0.4 \div 1.0$ $b/d_m = 0.1$ $\zeta_m = 0.56$	Взвешивание твердых (с массовым содержанием до 50%) и волокнистых частиц; взмучивание шламов; эмульгирование жидкостей; интенсификация теплообмена; $\omega = 3,8 \div 16$ м/с при $\mu < 0.1 \text{ Па} \cdot \text{с}$ , $\omega = 3,8 \div 10$ м/с при $\mu = 0.1 \div 4 \text{ Па} \cdot \text{с}$

Значение параметра  $E$  найдем, приняв по табл. 10 для трехлопастной мешалки  $\zeta_m = 0,56$ ,

$$E = \frac{8,2}{0,56 * 1 * 105800^{0,25}} = 0,81 \quad (53)$$

При этом значении  $E$  по рис. 5 находим  $B = 4,5$

Таблица 11

Основные технические данные реакторов-котлов с эллиптическими днищами и крышками

Номинальный объем $v_n$ , м <sup>3</sup>	Диаметр аппарата $D$ , мм	Площадь поверхности теплообмена рубашки $F_p$ , м <sup>2</sup>	Площадь поверхности теплообмена змеевиков $F_z$ , м <sup>2</sup>		Диаметр вала мешалки $d_v$ , мм	Высота уровня жидкости $H_{ж}$ , м	
			1-й ряд	2-й ряд		$\Phi=0,7$ 5	$\Phi=0,5$
0,1	500	0,7	-	-	40	0,42	0,29
0,16	600	0,9				0,47	0,33
0,25	700	1,3				0,5	0,38
0,4	800	1,9				0,66	0,46
0,63	1000	2,5			40; 50; 65	0,68	0,48
1,0	1200	3,4	2,8	-	50; 65	0,76	0,54
1,25		4,4	-			0,93	0,65

1,6		5,8			50; 65; 80	1,16	0,81
2,0	1400	6,5	3,5			1,09	0,77
2,5		7,8	-			1,33	0,93
3,2	1600	8,5	5,2	9,5	65; 80	1,33	0,93
4,0		11,3	-	-		1,63	1,11
5,0	1800	12,0	4,9	9,1	65; 80; 95	1,63	1,13
6,3		14,8	11,5	20,7		2,01	1,39
8,0	2000	17,0	-	-		2,08	1,44
10,0	2200	20,0	12,4	22,9	80; 95	2,16	1,50
12,5	2400	21,0	-	-	80; 95; 110	2,27	1,58
16	2400	25,5	13,4	24,6		2,86	1,97
20	2600	33,5	-	-		3,04	2,10
25	2800	38,0	12,8	24,9	95; 110; 130	3,28	2,26
32	3000	39,0	12,8	24,9		3,64	2,51
40	3200	54,0	-	-		4,00	2,76
50	3000	69,7	12,8	24,9		5,57	3,79
63	3200	82,8	-	-		6,14	4,18

Таблица 12

### Диаметры стандартизированных мешалок

Тип мешалки	Диаметр мешалки $d_m$ , мм
Лопастная; трехлопастная; турбинная	80; 100; 125; 160; 180; 200; 220; 250; 280; 320; 360; 400; 450; 500; 560; 630; 710; 800; 900; 1000; 1120; 1250; 1400; 1600; 1800; 2000; 2240; 2500
Якорная; рамная	200; 220; 250; 280; 300; 320; 360; 400; 450; 500; 530; 580; 600; 630; 710; 750; 800; 900; 950; 1000; 1060; 1120; 1180; 1250; 1320; 1400; 1500; 1600; 1700; 1800; 1900; 2000; 2120; 2240; 2360; 2500; 2650; 2800; 3000; 3150; 3350; 3550; 3750; 4000; 4250; 4500; 4750

Глубина воронки в сосуде без перегородок:

$$h_{\text{в}} = 4,5 * 3,33^2 * \frac{0,45^2}{2} = 5 \quad (54)$$



При установке мешалки согласно табл. 10 на высоте  $h = 0,5 d_m = 0,5 \cdot 0,45 = 0,225$  м предельно допустимая глубина воронки:

$$h_{\text{пр}} = 1.62 - 0.025 = 1.4 \text{ м} \quad (55)$$

Таблица 13

Номинальная мощность и частота вращения выходного вала мотор-редуктора

Номиналь- ная мощность, кВт	Частота вращения, с <sup>-1</sup>													
	0,21	0,27	0,33	0,42	0,53	0,67	0,83	1,05	1,33	1,67	2,08	2,67	3,33	4,17
0,25	-	-	-	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
0,75	-	-	-	+	2	+	2	+	+	+	+	+	+	+
1,50	-	2	+	+	2	+	2	+	+	+	+	+	+	+
3,00	-	+	2	+	+	+	2	2	+	+	1	1	1	1
5,50	+	+	2	2	2	+	2	+	+	+	1	1	1	1
7,50	+	+	+	2	2	+	+	2	+	+	+	+	1	1
11,00	+	+	+	+	2	+	2	2	+	+	1	1	+	+
15,00	+	+	2	+	+	+	2	2	+	+	+	+	1	1
18,50	+	+	2	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
22,00	+	+	2	+	2	+	+	+	+	+	+	1	+	1
30,00	+	+	+	+	2;3	+	+	+	+	+	+	+	1	+
37,00	+	+	+	3	+	+	2;3	+	+	+	+	+	+	1
45,00	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
55,00	+	2	+	+	3	3	+	3	+	+	+	1	1	1
75,00	+	2	+	+	+	+	3	+	+	+	+	1	1	1
90,00	+	+	+	+	+	+	+	2	+	+	+	+	+	+
110,00	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	1	1
132,00	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+	+
Примечание. Знаком плюс обозначены параметры мотор-редукторов, предусмотренных ГОСТом, цифрами указаны разновидности мотор-редукторов, выпускаемых заводами-изготовителями (1-тип МПО-1; 2-тип МПО-2; 3-тип МПО-3).														

Так как расчетная глубина воронки  $h_a = 5$  м намного превосходит  $h_{\text{пр}} = 1,4$  м, в аппарате следует установить отражательные перегородки.

Для выбора торцового уплотнения рассчитаем предварительно диаметр вала мешалки

$$d_g = 0,166 \cdot 0,45 = 0,075 \text{ м} \quad (56)$$

В соответствии с рекомендациями, приведенными в табл. 11, принимаем диаметр вала  $d_a = 80 \text{ мм}$ .

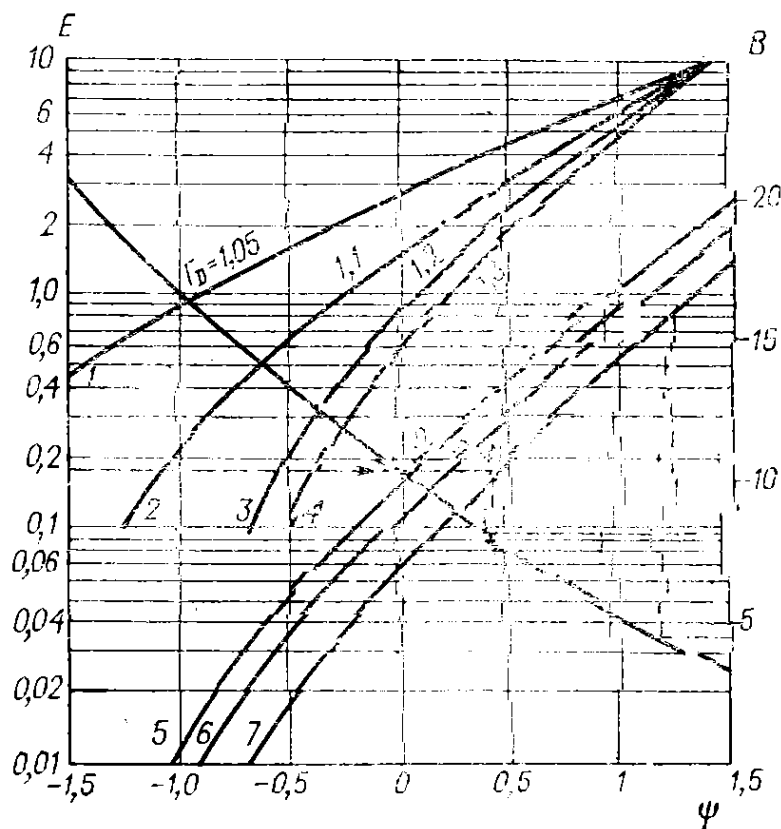


Рис. 5 - Номограмма к расчету глубины воронки: 1, 2, 3, 4 - мешалки якорные и рамные; 5, 6, 7 - мешалки трехлопастные, двухлопастные и турбинные

По данным табл. 14 и условию задачи выбираем торцовое уплотнение ТСК (одинарное).

Таблица 14

Основные технические данные торцовых уплотнителей

Тип уплотнителя	Диаметр вала $d_v$ , мм	Рабочее давление		Частота вращения вала, $\text{с}^{-1}$	Рабочая температура, $^{\circ}\text{C}$	Рабочая среда в аппарате
		избыт., МПа	остат., Па			
ТСКФ (одинарное)	40-130	0,4			От -30 до +250	Высокоагрессивная, невзрывоопасная и

ТСК (одинарное)		0,6	30	До 8,5		неогнеопасная	
ТДМ-6	25-40	0,6			От -30 до +200		Высокоагрессивная, взрывоопасная и пожароопасная
ТДМ-16		1,6					
ТДМ-32	50 и 65	3,2					
ТДФ ТДПФ	40-130	0,6					
ТДПФ-01	110 и 130	0,6	От -30 до +250				
ТД-6	50-130	0,6		7	До 5,5		
ТД-25		2,5				30	До 8,5
ТД-32		3,2					
ТДП-25		2,5					
ТДП-32		3,2					

Мощность, теряемая в торцовом уплотнении:

$$N_{уп} = 6020 * 0,08^{1,3} = 230 \text{ Вт} \quad (57)$$

По рис. 6 для трехлопастной мешалки в аппарате с перегородками при  $Re_{ц0} = 105800$  находим значение критерия  $K_N = 0,33$ . В этом случае мощность, затрачиваемая на перемешивание:

$$N = 0,33 * 1020 * 3,33^2 * 0,45^2 = 230 \text{ Вт} \quad (58)$$

Для расчета мощности электродвигателя примем дополнительные условия: в аппарате установлена гильза термопары и труба передавливания, тогда

$$\sum R_i = 2 * 1, \quad (59)$$

Коэффициент высоты уровня жидкости в аппарате

$$R_{\text{ж}} = (H_{\text{ж}}/D)^{0,5} = (1,62/1,80)^{0,5} = 0,95 \quad (60)$$

При этих данных для аппарата с перегородками получим

$$N_{\Sigma} = \frac{0,95 * 2,4 * 230 + 230}{0,85} = 890 \text{ Вт} \quad (61)$$

По табл. 13 приложения выбираем в качестве привода мешалки мотор-редуктор типа МПО-1 с мощностью электродвигателя  $N = 3 \text{ кВт}$ .

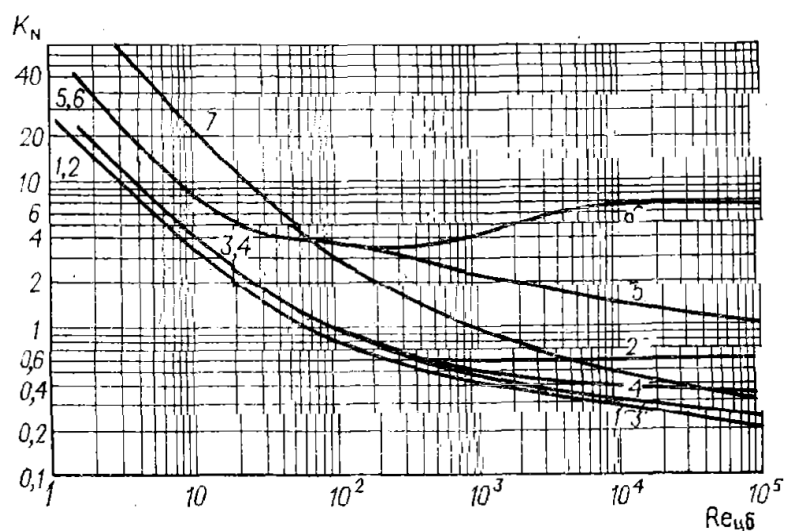


Рис. 6 - Зависимость  $K_N = a(Re_{цб})$  для перемешивающих устройств: 1,3 - двухлопастное ( $\Gamma_D=1,5$ ) и трехлопастное (пропеллерное) ( $\Gamma_D=3$ ); 2 - двухлопастное в сосудах с перегородками ( $\Gamma_D=1,5$ ); 4 - трехлопастное (пропеллерное) в сосудах с перегородками ( $\Gamma_D=3-4$ ); 5 - турбинное открытое ( $\Gamma_D=4$ ); 6 - турбинное открытое в сосудах с перегородками; 7 - якорное и рамное ( $\Gamma_D=1,15$ )

Таблица 15

Варианты задач по реакционным аппаратам

№ варианта	№ задачи
1	22
2	5
3	24
4	15
5	3
6	11
7	23
8	4
9	19
10	10
11	16
12	25
13	1
14	9
15	20

16	6
17	17
18	12
19	2
20	21
21	13
22	18
23	7
24	14
25	8

1. Определить число потоков и продолжительность пребывания сырья и продуктов пиролиза в радиантных трубах печи, если известно: сырьем служит пропан; производительность установки по сырью 40000 кг/ч; температура на входе в радиантные трубы и выходе из печи 550 °С и 815 °С соответственно; выход продуктов (в % масс.):  $H_2=2,8$ ;  $CH_4=17,8$ ;  $C_2H_2$  0,8;  $C_2H_4=29,5$ ;  $C_2H_6=9,2$ ;  $C_3H_6=14,0$ ;  $C_3H_8=24,7$ ; кокс 1,2; в трубы печи подают водяной пар 15% масс. на сырье; давление на входе в секцию 0,18 МПа и на выходе из нее 0,13 МПа, тепло, передаваемое радиантными трубами, 25,5 МВт. Принять массовую скорость подачи сырья 130 кг/(м<sup>2</sup>·с),  $d_{внут}=0,102$  м,  $d_{нар}=0,114$  м,  $l=12$  м, теплонапряженность труб 23,8 кВт/м<sup>2</sup>.

2. Определить объем реакционной зоны в трубчатой печи пиролиза бензина, если известно: нагрузка печи по сырью - бензину ( $d_4 = 0,740$ ;  $M=110$  кг/кмоль) 12000 кг/ч и продолжительность реакции 0,55 с; температура и давление в реакционном змеевике соответственно 850 °С и 0,232 МПа; расход водяного пара 50% масс. на сырье; степень превращения 65%; молекулярная масса газов пиролиза 25 кг/кмоль.

3. Определить размеры реактора на установке пиролиза с движущимся слоем коксового теплоносителя, если известно: сырьем служит пропан; производительность реактора  $G_c = 4500$  кг/ч по сырью; насыпная и истинная плотности теплоносителя 800 кг/м<sup>3</sup> и 1700 кг/м<sup>3</sup> соответственно; условия процесса: температура 825 °С, давление 0,18 МПа и продолжительность пребывания сырья в реакторе 1,2 с; водяного пара подается 80% масс. на сырье; отношение высоты реактора к диаметру 2,5:1.

4. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза в кипящем слое песка, если известно: сырьем служит пропан, которого подается 3200 кг/ч; в реактор поступает водяной пар 70% масс. на сырье; выход продуктов (в % масс.): газа - 89,9, бензина с к. к. 200°C - 9,5, кокса и потери - 0,6; условия процесса: температура 800 °C; давление = 0,2 МПа; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,8 \cdot 10^{-5} \text{ с}^{-1}$ ; плотность кипящего слоя  $\rho_{\text{к.с}} = 1200 \text{ кг/м}^3$ , насыпная и истинная плотности песка 1600 кг/м<sup>3</sup> и 2500 кг/м<sup>3</sup> соответственно; линейная скорость движения паров в реакторе  $u = 0,6 \text{ м/с}$ ; плотность газа  $\rho = 1 \text{ кг/м}^3$ .

5. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза с кипящим слоем коксового теплоносителя, если известно: сырье - гудрон относительной плотностью  $d_4 = 0,9960$ ; производительность установки  $G_c = 55000 \text{ кг/ч}$  по сырью; условия процесса: температура 780 °C, давление 0,18 МПа, объемная скорость подачи сырья  $1,66 \cdot 10^{-3} \text{ с}^{-1}$  и продолжительность контакта 9,6 с; выход продуктов (в % масс.): газа - 37,2, жидких углеводородов - 35,5, кокса и потери - 27,3; молекулярная масса газа и жидких углеводородов соответственно 21,5 кг/кмоль и 200 кг/кмоль; в реактор подается водяной пар 45 % масс. на сырье; отношение высоты реактора к его диаметру 0,6:1.

6. Производительность установки каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора составляет 500 т/сут по сырью. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно: сырьем установки является газойль относительной плотностью  $d = 0,878$ ; выход кокса  $X_k = 5,9 \text{ % масс. на сырье}$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 2,0 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 700 \text{ кг/м}^3$ ; допустимое отложение кокса на катализаторе  $K_x = 2,0 \text{ % масс.}$ ; линейная скорость движения катализатора в реакторе  $u = 0,008 \text{ м/с}$ .

7. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают 500 т/сут газойля. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора,

если известно: насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 700 \text{ кг/м}^3$ ; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе  $w = 0,004 \text{ м/с}$ ; интенсивность выжигания кокса  $K = 15 \text{ кг/м}^3$  слоя в 1 ч; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 2 \%$ ; выход кокса  $X_k = 5,9 \%$  масс. на сырье.

8. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают тяжелый газойль - 50000 кг/ч. Определить диаметр реактора и высоту слоя катализатора в нем, если известно: относительная плотность сырья  $d = 0,918$ ; объемная скорость подачи сырья в реакторе  $\omega = 2,5 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}} = 700 \text{ кг/м}^3$ ; линейная скорость движения частиц катализатора в реакторе  $w = 0,003 \text{ м/с}$ ; выход кокса на сырье  $X_k = 3,4 \%$  масс.; Допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k = 1,6 \%$ ; остаточное содержание кокса на регенерированном катализаторе 0,3 %.

9. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора перерабатывают 80000 кг/ч вакуумного газойля. Определить диаметр и высоту реактора (без учета отпарной секции), если известно: объем паров, проходящих через реактор,  $V_{\text{п}} = 25 \text{ м}^3/\text{с}$ ; скорость паров над кипящим слоем катализатора  $w = 0,75 \text{ м/с}$ ; относительная плотность сырья  $d_4 = 0,896$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 1,25 \text{ ч}^{-1}$ ; насыпная плотность катализатора и плотность кипящего слоя соответственно  $\rho_{\text{нас}} = 820 \text{ кг/м}^3$  и  $\rho_{\text{к.с.}} = 400 \text{ кг/м}^3$ ; высота отстойной зоны  $h_{\text{о.з.}} = 5 \text{ м}$ .

10. На установке каталитического крекинга типа Ортофлоу В циркулирует 890000 кг/ч катализатора. Определить размеры отпарной секции реактора, если известно: расход водяного пара составляет 0,6 % масс. на циркулирующий катализатор; продолжительность пребывания катализатора в отпарной секции  $\tau = 1 \text{ мин}$ ; скорость движения водяных паров  $w = 0,3 \text{ м/с}$ ; плотность кипящего слоя катализатора  $\rho_{\text{к.с.}} = 380 \text{ кг/м}^3$ ; температура и давление в секции 480 °С и 0,25 МПа.

11. На установке каталитического крекинга с кипящим слоем циркулирует 500000 кг/ч катализатора. Определить размеры отпарной секции, расположенной под реактором, если известно: расход водяного пара 0,5 % масс. на катализатор; температура и давление в секции 470 °С и 0,2 МПа, в отпарной секции имеются перегородки, которые уменьшают ее сечение на 50 %; скорость подачи водяного пара (на живое сечение секции)  $w=0,6$  м/с; продолжительность пребывания катализатора в секции  $\tau=1,5$  мин; плотность кипящего слоя катализатора  $\rho_{к.с.}=400$  кг/м<sup>3</sup>.

12. Определить диаметр и высоту регенератора установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора, если известно: объем дымовых газов  $V_{д.г.}=27,8$  м<sup>3</sup>/с; скорость движения дымовых газов над кипящим слоем катализатора  $w=0,73$  м/с; масса циркулирующего катализатора  $G_{к.ц}=585000$  кг/ч; продолжительность пребывания катализатора в регенераторе  $\tau=10$  мин; плотность кипящего слоя  $\rho_{к.с.}=450$  кг/м<sup>3</sup>; высота отстойной зоны принимается равной  $h_{о.з.}=5,3$  м.

13. В регенераторе установки каталитического крекинга с кипящим слоем катализатора сжигают 8350 кг/ч кокса. Определить температуру катализатора на выходе из регенератора, если известно: масса циркулирующего катализатора  $G_{к.ц}=1200000$  кг/ч; расход воздуха 11,5 кг/кг кокса; воздух подается с температурой 25 °С; температура катализатора на входе в регенератор 480 °С; теплота сгорания кокса (с учетом неполного сгорания)  $Q=23,442$  МДж/кг; удельная теплоемкость катализатора  $C_{кт}=1,046$  кДж/(кг·К), кокса  $C_{к}=1,255$  кДж/(кг·К), воздуха  $C_{в}=1,0$  кДж/(кг·К) и дымовых газов  $C_{дг}=0,45$  кДж/(кг·К).

14. Определить размеры реактора на установке изомеризации н-пентана на платиновом катализаторе, если известно: производительность установки по сырью  $G_c=800$  т/сут; объемная скорость подачи сырья  $\omega=2,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{нас}=650$  кг/м<sup>3</sup>.

15. Определить размеры реакторов на установке изомеризации н-гексана в присутствии палладия на цеолите, если известно:



производительность установки по сырью  $G_c=1600$  т/сут; объемная скорость подачи сырья  $\omega=3,5$  ч<sup>-1</sup>; насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}}=680$  кг/м<sup>3</sup>; общее число реакторов 2.

16. Определить температуру выхода продуктов изомеризации н-пентана из реактора, если известно: катализатор — палладий на цеолите; производительность установки по сырью  $G_c=1000$  т/сут; состав изомеризата (в % масс.): 1,2 C<sub>1</sub>-C<sub>3</sub>, 1,0 C<sub>4</sub>, 76,8 изо - C<sub>5</sub>, 21,0 н- C<sub>5</sub>; сырье поступает в реактор с температурой 330. °С; давление в реакторе 3,13 МПа; кратность циркуляции водорода к сырью 3 моль/моль; процесс протекает с выделением тепла ( $q_p=92$  кДж/кг изопентана).

17. Определить размеры реакторов установки одноступенчатого гидрокрекинга с неподвижным слоем катализатора, если известно: производительность установки по сырью  $G_c = 1000$  т/сут; объемная скорость подачи  $\omega=1,2$  ч<sup>-1</sup>; катализатор — алюмокобальтмолибденовый с насыпной плотностью  $\rho_{\text{нас}}=650$  кг/м<sup>3</sup>; сырье — тяжелый газойль с относительной плотностью  $d = 0,882$ ; общее число реакторов 3.

18. Рассчитать мощность привода реактора-котла с рамной мешалкой по исходным данным: внутренний диаметр аппарата  $D=1,2$  м; высота мешалки  $H =0,9$  м; диаметр мешалки  $d =1,1$  м; плотность реакционной массы  $\gamma =1100$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость реакционной массы  $\eta =10 \cdot 10^{-3}$  Па·с; частота вращения мешалки  $n=50$  мин<sup>-1</sup>.

19. Рассчитать мощность привода реактора-котла с рамной мешалкой по исходным данным: внутренний диаметр аппарата  $D=1,0$  м; высота мешалки  $H =0,7$  м; диаметр мешалки  $d =0,9$  м; плотность реакционной массы  $\gamma =1200$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость реакционной массы  $\eta =15 \cdot 10^{-3}$  Па·с; частота вращения мешалки  $n=50$  мин<sup>-1</sup>.

20. Рассчитать мощность привода реактора-котла с ленточной мешалкой по исходным данным: внутренний диаметр аппарата  $D=2,0$  м; высота мешалки  $H =2,0$  м; диаметр мешалки  $d =1,86$  м; плотность

реакционной массы  $\gamma = 1400 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость реакционной массы  $m = 10 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; частота вращения мешалки  $n = 60 \text{ мин}^{-1}$ .

21. Рассчитать мощность привода реактора-котла с ленточной мешалкой по исходным данным: внутренний диаметр аппарата  $D = 2,2 \text{ м}$ ; высота мешалки  $H = 2,16 \text{ м}$ ; диаметр мешалки  $d = 2,04 \text{ м}$ ; плотность реакционной массы  $\gamma = 1200 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость реакционной массы  $m = 5 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; частота вращения мешалки  $n = 60 \text{ мин}^{-1}$ .

22. Рассчитать мощность привода реактора-котла со шнековой мешалкой по исходным данным: внутренний диаметр аппарата  $D = 2,4 \text{ м}$ ; высота мешалки  $H = 2,2 \text{ м}$ ; диаметр мешалки  $M d = 2,3 \text{ м}$ ; плотность реакционной массы  $\gamma = 1300 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость реакционной массы  $m = 20 \cdot 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; частота вращения мешалки  $n = 50 \text{ мин}^{-1}$ .

23. Определить размеры реактора на установке пиролиза с движущимся слоем коксового теплоносителя, если известно: сырьем служит пропан; производительность реактора  $G_c = 3500 \text{ кг/ч}$  по сырью; насыпная и истинная плотности теплоносителя  $800 \text{ кг/м}^3$  и  $1700 \text{ кг/м}^3$  соответственно; условия процесса: температура  $825 \text{ }^\circ\text{C}$ , давление  $0,12 \text{ МПа}$  и продолжительность пребывания сырья в реакторе  $1,2 \text{ с}$ ; водяной пар подается  $80\%$  масс. на сырье; отношение высоты реактора к диаметру  $2,5:1$ .

24. Определить продолжительность контакта и размеры реактора установки пиролиза в кипящем слое песка, если известно: сырьем служит пропан, которого подается  $2400 \text{ кг/ч}$ ; в реактор поступает водяной пар  $70\%$  масс. на сырье; выход продуктов (в % масс.): газа -  $89,9$ , бензина с температурой конца кипения (к.к.)  $200 \text{ }^\circ\text{C}$  -  $9,5$ , кокса и потери -  $0,6$ ; условия процесса: температура  $800 \text{ }^\circ\text{C}$ ; давление  $0,16 \text{ МПа}$ ; объемная скорость подачи сырья  $\omega = 0,1 \text{ ч}^{-1}$ ; плотность кипящего слоя рк.с.  $= 1200 \text{ кг/м}^3$ , насыпная и истинная плотности песка  $1600 \text{ кг/м}^3$  и  $2500 \text{ кг/м}^3$  соответственно; линейная скорость движения паров в реакторе  $u = 0,6 \text{ м/с}$ ; плотность газа  $\rho = 1 \text{ кг/м}^3$ .

25. На установке каталитического крекинга с подвижным слоем катализатора перерабатывают 400 т/сут. газойля. Определить размеры регенератора и продолжительность пребывания в нем частиц катализатора, если известно: насыпная плотность катализатора  $\rho_{\text{нас}}=700 \text{ кг/м}^3$ ; линейная скорость движения частиц катализатора в регенераторе  $w=0,004 \text{ м/с}$ ; интенсивность выжигания кокса  $K=15 \text{ кг/м}^3$  слоя в 1 ч; допустимое отложение кокса на отработанном катализаторе  $X'_k=2\%$ ; выход кокса  $X^k=5,9\%$  масс. на сырье [20-23].

## Задачи по выпарным аппаратам

**Задача:** Рассчитать и спроектировать трехкорпусную прямоточную выпарную установку для концентрирования  $G_n$ , т/ч водного раствора соли. Начальная концентрация  $X_n$ , % конечная концентрация  $X_k$ , %. Раствор поступает на выпаривание подогретым до температуры кипения в выпарном аппарате. Абсолютное давление греющего насыщенного водяного пара  $P_{г1}$ , кгс/см<sup>2</sup> вакуум (разрешение) в барометрическом конденсаторе  $P_{БК}$ , кгс/см<sup>2</sup>, тип аппарата. Раствор поступает в первый корпус подогретым до температуры кипения. Отбор экстра-пара не производится.

### Решение:

*Алгоритм расчета трехкорпусной прямоточной выпарной установки*

Алгоритм расчета количества воды, выпариваемой в трех корпусах установки. Расчет количества воды ведут по формуле(1):

$$W = G_n(1 - X_n/X_k) \quad (62)$$

где  $W$  - массовый расход выпариваемой воды, кг/с;  $G_{нач}$  - массовый расход начального раствора, кг/с;  $X_{нач}$ ,  $X_{кон}$  - массовые доли растворенного вещества в начальном и конечном растворе.

$$G_{нач} = 5000/3600 = 1,39 \text{ кг/с} \quad (63)$$

$$W = 1,39/(1 - 10/40) = 3744 \text{ кг/ч} = 1,04 \text{ кг/с} \quad (64)$$

*Алгоритм расчета распределения нагрузки по корпусам*

Принимаем во внимание соотношение массовых количеств воды по корпусам как I:II:III=1,0:1,1:1,2. Расчет количества выпариваемой воды в I корпусе:

$$W_I = \frac{W \cdot 1,0}{3600(1,0 + 1,1 + 1,2)} \quad (65)$$

где  $W$  - количество воды, выпариваемой в трех корпусах, кг/с.

$$W_I = 3744 \cdot 10 \setminus 3600 (1,0 + 1,1 + 1,2) = 0,314 \text{ кг/с} \quad (66)$$

Расчет количества воды выпариваемой воды во II корпусе:

$$W_{II} = \frac{W \cdot 1,1}{3600(1,0 + 1,1 + 1,2)} \quad (67)$$

где  $W$  - количество воды, выпариваемой в трех корпусах, кг/с.

$$W_{II} = 3744 \cdot 1,1 \setminus 3600 (1,0 + 1,1 + 1,2) = 0,346 \text{ кг/с} \quad (68)$$

Расчет количества выпариваемой воды в III корпусе:

$$W_{III} = \frac{W \cdot 1,2}{3600(1,0 + 1,1 + 1,2)} \quad (69)$$

где  $W$  - количество воды, выпариваемой в трех корпусах, кг/с.

$$W_{III} = 3744 \cdot 1,2 \setminus 3600 (1,0 + 1,1 + 1,2) = 0,377 \text{ кг/с} \quad (70)$$

Расчет количества воды в трех корпусах:

$$W_{\text{общ}} = W_I + W_{II} + W_{III} \quad (71)$$

где  $W_I$  - количество воды, выпариваемой в I корпусе, кг/с;

$W_{II}$  - количество воды, выпариваемой в II корпусе, кг/с;

$W_{III}$  - количество воды, выпариваемой в III корпусе, кг/с.

$$W_{\text{общ}} = 0,314 + 0,346 + 0,377 = 1,037 \text{ кг/с} \quad (72)$$

*Алгоритм расчета концентраций раствора по корпусам*

Начальная концентрация раствора:  $x_{\text{нач}} = 10 \%$ .

Расчет количества раствора, переходящего из I корпуса во II корпус:

$$G_I = G_{\text{нач}} - W_I \quad (73)$$

где  $G_{\text{нач}}$  - начальное количество раствора, кг/с;  $W_I$  - количество воды, выпариваемое в I корпусе, кг/с.

$$G_I = 1,39 - 0,314 = 1,076 \text{ кг/с} \quad (74)$$

Расчет концентрации раствора, конечная для I корпуса и начальной для II корпуса:

$$X_I = \frac{G_{\text{нач}} \cdot X_{\text{нач}}}{G_{\text{нач}} - W_I} \quad (75)$$

где  $G_{\text{нач}}$  - начальное количество раствора, кг/с;  $X_{\text{нач}}$  - начальная концентрация раствора;  $W_I$  - количество воды, выпариваемой в I корпусе, кг/с.

$$X_I = 1,39 \cdot 10 / (1,39 - 0,314) = 12,9 \% \quad (76)$$

Расчет количества раствора, переходящего из II корпуса в III корпус:

$$G_{II} = G_{нач} - W_I - W_{II} \quad (77)$$

где  $G_{нач}$ - начальное количество раствора, кг/с;  $W_I$ - количество воды, выпариваемой в I корпусе, кг/с;  $W_{II}$ - количество воды, выпариваемой во II корпусе, кг/с.

$$G_{II} = 1,39 - 0,314 - 0,346 = 0,73 \text{ кг/с} \quad (78)$$

Расчет концентрации раствора, конечной для II корпуса и начальная для III корпуса:

$$X_I = \frac{G_{нач} \cdot X_{нач}}{G_{II}} \quad (79)$$

где  $G_{нач}$ - начальное количество раствора, кг/с;  $X_{нач}$ - начальная концентрация раствора;  $G_{II}$ - количество раствора, переходящее из II корпуса в III корпус, кг/с.

$$X_I = 1,39 \cdot 10 / 0,73 = 19,04\% \quad (80)$$

Расчет количества раствора, вышедшего из III корпуса:

$$G_{p-p} = G_{нач} - W \quad (81)$$

где  $G_{нач}$ - начальное количество раствора, кг/с;  $W$  - количество воды, выпариваемой в трех корпусах, кг/с.

$$G_{p-p} = 1,39 - 1,037 = 0,353 \text{ кг/с} \quad (82)$$

Расчет концентрации раствора, вышедшего из III корпуса:

$$X = \frac{G_{нач} \cdot X_{нач}}{G} \quad (83)$$

где  $G_{нач}$ - начальное количество раствора, кг/с;  $X_{нач}$ - начальная концентрация раствора;  $G_{p-p}$ - количество раствора, вышедшего из III корпуса, кг/с.

$$X_{p-p} = 1,39 \cdot 10 / 0,353 = 39,3 \% \quad (84)$$

39,3 % соответствует заданию.

Варианты задач по выпарным аппаратам

№ Варианта	G <sub>н</sub> , т/ч	Раствор	X <sub>н</sub> , %	X <sub>к</sub> , %	P <sub>г1</sub> , кгс/см <sup>2</sup>	P <sub>БК</sub> , кгс/см <sup>2</sup>	Тип аппарата
1	3,75	CaCl <sub>2</sub>	10,32	20,00	3,0	0,8	3
2	4,0	KOH	6,00	14,82	4,0	0,85	4
3	5,25	NaOH	4,12	10,15	5,0	0,9	1
4	3,00	NH <sub>4</sub> Cl	11,35	22,89	3,0	0,8	2
5	3,25	MgCl <sub>2</sub>	4,67	11,66	4,0	0,85	3
6	3,50	NH <sub>4</sub> NO <sub>3</sub>	5,00	16,66	5,0	0,9	4
7	3,75	CaCl <sub>2</sub>	7,50	17,36	3,0	0,8	1
8	4,00	ROH	6,00	17,01	4,0	0,85	2
9	4,25	NaOH	4,12	17,51	5,0	0,9	3
10	4,50	NaCl	6,19	14,67	3,0	0,8	4
11	4,75	KCl	8,42	18,96	4,0	0,85	1
12	5,00	Na <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	9,42	17,22	5,0	0,9	2
13	3,00	K <sub>2</sub> CO <sub>3</sub>	5,00	18,37	3,0	0,8	3
14	3,25	NH <sub>4</sub> Cl	8,50	19,80	4,0	0,85	4
15	3,50	NaCl	6,19	17,69	5,0	0,9	1

Типы аппаратов:

1. Аппарат выпарной с естественной рециркуляцией и вынесенной греющей камерой.
2. Аппарат выпарной с естественной рециркуляцией и вынесенной греющей камерой и зоной кипения.
3. Выпарной аппарат с принудительной циркуляцией, соосной греющей камерой и вынесенной зоной кипения.
4. Аппарат выпарной с естественной циркуляцией и соосной греющей камерой [24].

## Задачи по разделению неоднородных систем

Пример 1. Выбрать аппарат для улавливания цементной пыли при следующих исходных данных: концентрация частиц в газе при нормальных условиях  $x_n = 0,025 \text{ кг/м}^3$ ; разрежение в системе  $p = 1500 \text{ Па}$ ; объемный расход газа  $V_{o.г} = 15 \text{ м}^3/\text{с}$ ; температура отходящего газа  $t = 150 \text{ }^\circ\text{C}$ , вязкость газа при  $150 \text{ }^\circ\text{C}$ ,  $\mu_r = 2,25 \cdot 10^{-5} \text{ Па} \cdot \text{с}$ , степень очистки не ниже  $\eta = 0,95$ .

Фракционный состав пыли в газе следующий:

$\delta_{\text{ч}}, \text{ мкм}$	0,5	1	5	8	10	15	20	30
$R(\delta)$ .....	0,02	0,03	0,08	0,10	0,15	0,12	0,30	0,20

Решение. Для очистки газа с большим содержанием (13 %) частиц размером от 0 до 5 мкм и требуемой высокой степени очистки в соответствии с табл. 17 из всех пылеуловителей выбираем электрофильтр.

*Таблица 17*

### Усредненные характеристики пылеуловителей

Пылеуловители	Максимальное содержание пыли в газе $x_n, \text{ кг/м}^3$	Размеры улавливаемых частиц $\delta_{\text{ч}}, \text{ мкм}$	Степень очистки $\eta, \%$	Гидравлическое сопротивление $\Delta p, \text{ Па}$	Максимальная температура газа на входе в аппарат $t_r, \text{ }^\circ\text{C}$
Пылеуловительные камеры	--	100	30-40	--	Не лимитируется
Жалюзийные пылеуловители	0,02	25	60	500	400-500
Циклоны	0,40	10	70-95	400-700	400
Батарейные циклоны	0,10	10	85-90	500-800	400
Тканевые фильтры	0,02	1	98-99	200-2500	100* 130** 250**
Центробежные	0,05	2	85-95	400-800	Не



скрубберы					лимитируется
Пенные аппараты	0,30	0,5	95-99	300-900	То же
Электро-фильтры	0,01-0,05	0,0005	99 и менее	100-200	425

\* для шерсти и хлопка; \*\* для лавсана; \*\*\* для стеклоткани

Объем газа, поступающего на очистку при температуре 150 °С, составит

$$V_r = V_{o.r} \frac{T p_0}{T_0 p} = 15 \frac{(273 + 150) 10^5}{273(10^5 - 1500)} = 23,4 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} \quad (85)$$

При принятой скорости газа в аппарате 0,8 м/с площадь сечения активной зоны составит

$$f = 1,1 * 23,4 / 0,8 = 32,2 \text{ м}^2 \quad (86)$$

Такую площадь сечения активной зоны могут обеспечить фильтры УГ2-3-37, ДВП-2х16,5бц или установленные параллельно три фильтра ЦП,5-2ск.

Рассчитаем расход электроэнергии, потребляемой каждым из указанных выше фильтров, по формуле  $N_{уд} V_r / 1000$ , где  $N_{уд} = 0.3, 0.11, 2$  соответственно:

Для фильтра типа УГ2-3-37

$$N = \frac{0,3 * 23,4 * 3600}{1000} = 25,3 \text{ кВт} \quad (87)$$

для фильтра типа ДВП-2х16,5бц

$$N = \frac{0,11 * 23,4 * 3600}{1000} = 9,27 \text{ кВт} \quad (88)$$

для трех фильтров типа ЦП 1,5-2ск

$$N = \frac{2 * 0,2 * 23,4 * 3600}{1000} = 50,5 \text{ кВт} \quad (89)$$

Руководствуясь минимальными затратами электроэнергии, выбираем для последующего расчета фильтр ДВП-2х16,5бц, имеющий следующие параметры: длину осадительных пластин —  $L = 7,9$  м; расстояние между

пластинами —  $B = 0,3$  м; расстояние между коронирующими электродами —  $L = 0,25$  м; радиус коронирующего электрода  $R_1 = 0,0015$  м.

Относительная плотность газа:

$$\beta = \frac{293}{273 + 150} \left( 1 - \frac{1500}{10^5} \right) = 0,68 \quad (90)$$

Критическая напряженность поля:

$$E_0 = 3,04 \left( 0,68 + 0,0311 \sqrt{\frac{0,68}{1,5 * 10^{-3}}} \right) 10^6 = 4,1 * 10^6 \frac{В}{м} \quad (91)$$

Критическое напряжение короны по зависимости:

$$U_0 = 4,1 * 10^6 * 1,5 * 10^{-3} \left( \frac{3,14 * 0,3}{2 * 0,25} - \ln \frac{2 * 3,14 * 1,5 * 10^{-3}}{0,25} \right) = 32 * 10^3 В \quad (92)$$

Линейная плотность тока короны при  $\mathcal{R}_1 = 0,12 \left( \frac{0,25}{0,3} \right)^2 =$  и

$\mathcal{R} = 1,84 * 10^{-4} \text{ м}^2 /$  вычисляется по формуле:

$$i_0 = \frac{4 * 3,14^2 * 1,84 * 10^{-4} * 0,083}{9 * 10^9 * 0,25^2 \left( \frac{3,14 * 0,3}{2 * 0,25} - \ln \frac{2 * 3,14 * 1,5 * 10^{-3}}{0,25} \right)} * 60 * 10^3 (60 * 10^3 - 32 * 10^3) = 0,35 * 10^{-3} А/м \quad (93)$$

Напряженность электрического поля

$$E = \sqrt{\frac{0,35 * 10^{-3} * 0,3}{3,14 * 8,85 * 10^{-12} * 1,84 * 10^{-4} * 0,25}} = 2,87 * 10^5 В/м \quad (94)$$

Скорость дрейфа частиц диаметром от 2 до 5 мкм будет

$$\omega_{\text{ч}} = 6 * 10^{-12} * I \frac{(2,87 * 10^5)^2}{2,25 * 10^{-5}} * r_{\text{ч}} = 2,2 * 10^4 r_{\text{ч}} \text{ м/с} \quad (95)$$

Скорость дрейфа частиц диаметром от 0, 1 до 2 мкм будет

$$\omega_{\text{ч}} = 2,2 * 10^4 \left( 1 + \frac{1}{10^7 r_{\text{ч}}} \right) r_{\text{ч}} \text{ м/с} \quad (96)$$

Так как скорость дрейфа, а, следовательно, и степень очистки зависят от диаметра частиц пыли, общую степень очистки электрофилтра следует рассчитывать по фракционным их значениям.

Определив предварительно коэффициент,  $a = 2L/(b\omega_c) = 7,9 \cdot 2 / (0,3 \cdot 0,8) = 65,8$  м/с, дальнейшие результаты вычислений для удобства сведем в табл. 18.

Таблица 18

Пофракционная степень очистки

Рассчитываемый параметр	Размеры частиц $\delta_{\text{ч}}$ , мкм							
	0,5	1,0	5,0	8,0	10	15	20	30
$\omega_{\text{ч}} 10^2$ , м/с	0,77	1,32	5,50	8,80	11,00	16,50	22,00	33,00
$\eta$ (по 3.18)	0,409	0,595	0,977	0,997	0,999	0,999	0,999	0,999

Общая степень очистки

$$\eta = 0,409 \cdot 0,02 + 0,595 \cdot 0,03 + 0,977 \cdot 0,08 + 0,997 \cdot 0,10 + 0,999 \cdot 0,15 + 0,999 \cdot 0,12 + 0,999 \cdot 0,30 + 0,999 \cdot 0,20 = 0,973. \quad (97)$$

Следовательно, требуемую степень очистки газа при заданных условиях удовлетворяет выбранный электрофильтр ДВП-2х16,5 БЦ.

Пример 2. Выбрать центрифугу и рассчитать ее производительность по следующим исходным данным: требуемая производительность по суспензии  $G_{\text{об}}=4700$  кг/ч; по сухому осадку  $G_{\text{т}}=750$  кг/ч; массовая концентрация твердой фазы  $x_m = 16$  %; плотность твердой фазы  $\rho_{\text{т}} - 1870$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкости  $\rho_{\text{ж}}= 1120$  кг/м<sup>3</sup>; основной продукт - твердая фаза, размеры частиц ее лежат в пределах 10-100 мкм. Твердая фаза растворимая, слабоабразивная. Среда нейтральная. Температура суспензии 35 °С. Осадок рыхлый, требуется хорошо промыть его в центрифуге, допускается его измельчение. Влажность осадка должна быть менее 15 %. Суспензия нетоксична, огне- и взрывобезопасна; категоричность помещения по СНИП-ПМ2 — 72 Б, по ПУЭ — ВПА; длительность работы центрифуги в течение суток — 24 ч.

*Выбор центрифуги* проводим на основе анализа свойств суспензии и технологических требований, указанных в исходных данных. Для проведения такого анализа рассчитаем объемную концентрацию твердой фазы и объемную производительность центрифуги по суспензии. Объемная концентрация суспензии равна

$$x_v = \frac{x_m \rho_{\text{ж}} 100}{\rho_{\text{т}} - x_m (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})} = \frac{0,16 * 1120 * 100}{1870 - 0,16(1870 - 1120)} = 10,2\% \quad (98)$$

Плотность суспензии

$$x_v = \frac{x_m \rho_{\text{ж}}}{\rho_{\text{т}} - x_m (\rho_{\text{т}} - \rho_{\text{ж}})} = \frac{0,16 * 1120}{1870 - 0,16(1870 - 1120)} = 1200 \text{ кг/м}^3 \quad (99)$$

Объемная производительность по суспензии

$$V_{\text{об}} = \frac{G_{\text{об}}}{\rho_{\text{с}}} = \frac{4700}{1200} = 3,9 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (100)$$

Требования хорошей промывки осадка, низкой его влажности и растворимость твердой фазы указывают на необходимость и возможность применения фильтрующих центрифуг общего назначения.

Низкая концентрация твердой фазы и высокая дисперсность осадка исключают возможность применения фильтрующих центрифуг непрерывного действия. Рыхлость образующегося осадка и допустимость его дробления позволяют проводить разделение суспензии на центрифугах с ножевой выгрузкой осадка.

Сравнивая данные табл. 19 по производительности с заданными их значениями, принимаем к установке центрифугу ФГН-125.

Так как среда невзрывоопасна, нетоксична и нейтральна, а установка центрифуги предусматривается в помещении категории Б, то окончательно выбираем из каталога центрифугу ФГН-125.

Центрифуга ФГН-125 имеет следующие технические показатели (табл. 20): диаметр барабана  $D_{\text{б}} = 1250$  мм; длина барабана  $L = 600$  мм; емкость ротора  $v_{\text{р}} = 0,320 \text{ м}^3$ ; площадь поверхности фильтрования  $F_{\text{ф}} = 2,35 \text{ м}^2$ ; частота вращения ротора  $n = 1,66 \text{ с}^{-1}$ ; фактор разделения  $F_{\text{т}} = 710$ .

Таблица 19

Влияние заданной производительности на выбор типа и размера центрифуг

Производительность		Индекс центрифуги
по суспензии, м <sup>3</sup> /ч	по осадку, т/ч	
1-5	0,15-0,5	ОМД-80; ОГШ-35; ФГН-63; ФГН-90; ФМД-80; ФМБ-80; ФМБ-120; ФМД-120; ФПН-100; ФПД-120
5-15	0,5-3,0	ОГШ-35; ОГШ-50; ОГН-180; ФГН-90; ОГН-90; ФГН-120; ФВШ-35; ½ ФГП-40; ½ ФГП-63
15-25	3-6	ОГШ-5; 2ОГН-220; ФГШ-35; ФГШ-40; ФГН-180; ½ ФГП-80
>25	>6	ОГШ-63; ОГШ-80; ФГН-200; ½ ФГП-120

Таблица 20

Технические характеристики базовых моделей центрифуг ФГН и ОГН

Параметры	ФГН-63 ОГН-63	ФГН-90 ОГН-90	ФГН-125	ФГН-180 ОГН-180	ФГН-200	2ФГН-220
Внутренний диаметр, мм	630	900	1250	1800	2000	2200
Длина барабана, мм	300	400	600	750	910	1740
Рабочая емкость барабана, м <sup>3</sup>	0,04	0,125	0,32	0,85	1,25	2,75
Предельная загрузка, кг	40	140	400	1000	1600	3500
Максимальная частота вращения, с <sup>-1</sup>	39,8	25	16,7	12	10	10

Фактор разделения	2000	1130	710	520	400	445
Площадь поверхности фильтрации, м <sup>2</sup>	0,59	1,12	2,35	4,24	5,72	12,0

Дальнейший расчет центрифуги проводится на основе метода масштабного моделирования по результатам разделения суспензии на модельной центрифуге ФГН-35, полученным при факторе разделения  $F_{ГМ} = 700$  и высоте слоя осадка  $h_{ос.м} = 28$  мм.

Ниже приведены результаты модельных испытаний:

$$\tau_{ф.м}, c=30$$

$$\tau_{цр.м}, c=25$$

$$\tau_{с.м}, c=60$$

$$x_1=0,71$$

*Расчет производительности центрифуги* начинается с определения толщины слоя осадка, который может быть получен в промышленной центрифуге.

Примем коэффициент заполнения барабана промышленной центрифуги  $\varphi = 0,75$ . Тогда высота слоя осадка составит

$$h_{ос.п} = \frac{0,32 * 0,75}{3,14 * 1,25 * 0,6} = 0,102 \text{ м} \quad (101)$$

Так как факторы разделения в промышленной и модельной центрифугах равны, то время фильтрования находим по формуле:

$$\tau_{ф.п} = \frac{30 * 102 * 1,8}{28} = 197 \text{ с} \quad (102)$$

Время промывки осадка и время сушки находим по формулам:

$$\tau_{пр.п} = \frac{25 * 102 * 1,3}{28} = 118 \text{ с} \quad (103)$$

$$\tau_{с.п} = 60 * 1,4 = 84 \text{ с} \quad (104)$$

Время полного цикла обработки суспензии будет

$$\tau_{ц.п} = \tau_{ф.п} + \tau_{пр.п} + \tau_{с.п} + \tau_{в.п} = 197 + 118 + 84 + 120 = 519 \text{ с} \quad (105)$$

где  $t = 120$  - вспомогательное время для промышленной центрифуги.

Среднюю производительность центрифуги по суспензии можно вычислить по формуле

$$V_{\text{ср}} = \frac{0,32 * 0,75}{0,71 * 519} 0,8 = 0,00065 \frac{\text{м}^3}{\text{с}} = 2,34 \text{ м}^3/\text{ч} \quad (106)$$

Требуемое количество центрифуг составит

$$z = \frac{V_{\text{об}}}{V_{\text{ср}}} = \frac{3,9}{2,34} = 1,67 \quad (107)$$

С учетом простоев на регенерацию и замену фильтрующих перегородок, мелкий и средний ремонт принимаем к установке две центрифуги.

*Таблица 21*

Варианты задач по разделению неоднородных систем

№ варианта	№ задачи
1	12
2	6
3	19
4	13
5	24
6	1
7	20
8	7
9	14
10	25
11	2
12	15
13	21
14	8
15	16
16	3
17	22
18	9
19	17
20	4
21	23
22	10

23	18
24	5
25	11

1. Определить поверхность фильтрования вновь проектируемого ленточного фильтра, предназначенного для переработки  $0,006 \text{ м}^3/\text{с}$  суспензии шлифпорошка М40. Подобрать подходящий типоразмер фильтра. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,55$ ; температура  $t = 350 \text{ }^\circ\text{C}$ . Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,21$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 4,56 \times 10^9 \text{ м/кг}$ ; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 12\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 165 \cdot 10^9 \text{ 1/м}$ . Перепад давлений  $\Delta p = 50 \text{ кПа}$ ; плотность твердой фазы  $\rho_T = 3960 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 998 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu = 0,975 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; время просушки осадка  $75 \text{ с}$ .

2. На ленточном вакуум-фильтре ЛОП 30-1У перерабатывается суспензия свекловичного преддефекованного сока 1. Рассчитать производительность фильтра по сухому остатку. Найти требуемую длину зоны фильтрования. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,179$ ; температура  $t = 640 \text{ }^\circ\text{C}$ . Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,551$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 228 \times 10^9 \text{ м/кг}$ ; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 15 \text{ \%}$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – лавсан 21710; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 36,26 \times 10^9 \text{ 1/м}$ . Перепад давлений  $\Delta p = 53,3 \text{ кПа}$ ; плотность твердой фазы  $\rho_T = 1115 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1000 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu = 1 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; давление регенерирующей воды  $100 \text{ кПа}$ ; температура  $500 \text{ }^\circ\text{C}$ ; расход воды  $0,6 \text{ м}^3/\text{час}$ .

3. Какова будет производительность карусельного вакуум-фильтра ТКМ 50-6К (К 50-11 К) при переработке суспензии тонко измельченных железорудных концентратов в воде? Рассчитать требуемую при этом



скорость вращения карусели фильтра. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,623$ ; температура  $t = 150$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,08$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 4 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 5$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 35 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 69$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 2325$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1000$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 0,95 \times 10^{-3}$  Па·с; давление регенерирующей воды 150 кПа; температура 200 °С; расход воды 0,5 м<sup>3</sup>/час.

4. Для карусельного фильтра ТКМ100-6К (К100-15К) рассчитать производительность по суспензии и время фильтрования при переработке суспензии каолина в воде, коагулированного известковым молоком, при условии образования осадка толщиной 50 мм. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,16$ ; температура  $t = 120$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,51$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 1,5 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 10$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 80 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 64$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 2100$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1000$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 0,99 \times 10^{-3}$  Па·с; давление регенерирующей воды 294 кПа; температура 150С; расход воды 10 м<sup>3</sup>/час.

5. Определить производительность барабанного вакуум-фильтра БНМ20-2,4-1У для фильтрования метатитановой кислоты через слой древесной муки. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,12$ ; температура  $t = 500$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,69$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 125 \times 10^9$  м/кг. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань; сопротивление, отнесенное к единице вязкости

$b=30 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=27$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=3000$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1265$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=1,787 \times 10^{-3}$  Па·с; продолжительность вспомогательных операций 1600 с.

6. Рассчитать производительность по фильтрату барабанного вакуум-фильтра со стандартным распределением зон БОН5-1,8-1К при переработке суспензии активного ила аэротенков. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t=0,02$ ; температура  $t=150$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,80$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{ср}=8,5 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w'=15$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=235 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=67$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=1650$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1000$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=1 \times 10^{-3}$  Па·с; давление регенерирующей воды 294 кПа; температура 220 °С; расход воды 1,2 м<sup>3</sup>/час.

7. Рассчитать производительность по влажному осадку барабанного вакуум-фильтра со стандартным распределением зон БОН 20-2,4-1У при переработке суспензии фосфогипса из фосфоритов Кара-Тау. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t=0,35$ ; температура  $t=250$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,60$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{ср}=5,6 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w'=32$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань перхлорвинил; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=44 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=65$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=2240$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1000$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,989 \times 10^{-3}$  Па·с; перепад давлений при промывке и просушке принять равным 65 кПа.

8. Рассчитать время полного цикла работы фильтра БОН40-3-1У при переработке алюмосиликатной суспензии. Характеристика суспензии:

массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,065$ ; температура  $t = 500$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,80$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 542 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 67\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 41 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 67$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 2370$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 990$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 6,2 \times 10^{-3}$  Па·с; расход промывной жидкости принять равным  $0,002$  м<sup>3</sup> на 1 кг влажного осадка.

9. Для фильтрации суспензии кобальтового производства определить необходимое время фильтрования и промывки осадка при условии подачи промывной жидкости из форсунок. Фильтрация производится в барабанных вакуум-фильтрах типа БОН 80-3,75-5У. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,25$ ; температура  $t = 500$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,39$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 1357 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 37\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 1345 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 294$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 3640$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1002$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 1 \times 10^{-3}$  Па·с; время на вспомогательные операции 10 мин.

10. Определить производительность по сухому осадку дискового вакуум-фильтра ДОО 16-2,5-1У, предназначенного для разделения суспензии гидрооксида магния. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,10$ ; температура  $t = 350$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,65$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 97 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 57\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к

единице вязкости  $b=60,4 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=87$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=2400$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1020$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,94 \times 10^{-3}$  Па·с.

11. Определить производительность по фильтрату с учетом забивки фильтрующей ткани дискового вакуум-фильтра ДОО 32-2,5-1К, предназначенного для разделения суспензии технической № 2. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t=0,02$ ; температура  $t=300$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,70$ ; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w'=10$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=11 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=294,3$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=3200$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1530$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=8,54 \times 10^{-3}$  Па·с; продолжительность вспомогательных операций 1800 с.

12. Определить производительность по сухому осадку дискового вакуум-фильтра ДОО 160-3,2-5У, предназначенного для разделения суспензии гидрооксида магния. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t=0,10$ ; температура  $t=350$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,65$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{ср}=97 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w'=57\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=60,4 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p=87$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t=2400$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1020$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,94 \times 10^{-3}$  Па·с.

13. Определить производительность по снимаемому влажному осадку для дискового вакуум-фильтра ДТО 34-2,5-1Т, на котором разделяется суспензия черного шлама в производстве двуоксида титана. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t=0,12$ ; температура  $t=450$  °С.

Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,65$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 139 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 45$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 11 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 294$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t = 3200$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1530$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 8,54 \times 10^{-3}$  Па·с; время на вспомогательные операции 30 мин.

14. Определить производительность по снимаемому влажному осадку для дискового вакуум-фильтра ДОО160-3,75-1У, предназначенного для разделения суспензии гидроокиси магния. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t = 0,10$ ; температура  $t = 350$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,65$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 97 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 57$  %. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 60,4 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 87$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_t = 2400$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1020$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 0,94 \times 10^{-3}$  Па·с.

15. Определить производительность рамного фильтр-пресса РОМ 22,4-1У-01, работающего в режиме постоянной скорости фильтрования, для цикла работы, включающего промывку и просушку осадка при разделении суспензии гидроксида магния. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_t = 0,10$ ; температура  $t = 350$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,65$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 97 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 57\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 60,4 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 87$  кПа; плотность

твёрдой фазы  $\rho_t=2400 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1020 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,94 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ .

16. Определить производительность рамного фильтр-пресса РОР 2-1У-01, работающего в режиме постоянной скорости фильтрования, для цикла работы, включающего промывку и просушку осадка при разделении суспензии цинкового производства. Характеристика суспензии: массовая доля твёрдой фазы  $X_t=0,07$ ; температура  $t=400 \text{ }^\circ\text{C}$ . Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,39$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{ср}=157 \times 10^9 \text{ м/кг}$ ; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w'=35 \%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=48,5 \times 10^9 \text{ 1/м}$ . Перепад давлений  $\Delta p=294 \text{ кПа}$ ; плотность твёрдой фазы  $\rho_t=3915 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1349 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=2,88 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; расход промывной жидкости принять равным  $0,001 \text{ м}^3$  на  $1 \text{ кг}$  влажного осадка; время просушки осадка  $60 \text{ с}$ .

17. Определить производительность рамного фильтр-пресса РОР 4-1К-01, работающего в режиме постоянной скорости фильтрования, для цикла работы, включающего промывку и просушку осадка при разделении суспензии метатитановой кислоты. Характеристика суспензии: массовая доля твёрдой фазы  $X_t=0,12$ ; температура  $t=500 \text{ }^\circ\text{C}$ . Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w=0,69$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{ср}=125 \times 10^9 \text{ м/кг}$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b=30 \times 10^9 \text{ 1/м}$ . Перепад давлений  $\Delta p=27 \text{ кПа}$ ; плотность твёрдой фазы  $\rho_t=3000 \text{ кг/м}^3$ ; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж}=1265 \text{ кг/м}^3$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=1,787 \times 10^{-3} \text{ Па}\cdot\text{с}$ ; продолжительность вспомогательных операций  $1600 \text{ с}$ .

18. Определить производительность рамного фильтр-пресса РОР 2,8-1К-01, работающего в режиме постоянной скорости фильтрования, для

цикла работы, включающего промывку и просушку осадка при разделении суспензии черного шлама в производстве диоксида титана. Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,02$ ; температура  $t = 350$  °С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,70$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 139 \times 10^9$  м/кг; содержание жидкой фазы в осадке после просушки по массе  $w' = 60\%$ . Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань – капрон 56027; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 11 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 290$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 3200$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 1530$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 8,54 \times 10^{-3}$  Па·с; время на вспомогательные операции 30 мин.

19. Определение производительности по фильтрату барабанного безъячейкового вакуум-фильтра ББНК10-2,6 при разделении суспензии культуральной жидкости. В качестве фильтрующей перегородки служит ткань "фильтро-диагональ". Принять толщину образуемого намывного слоя вспомогательного фильтрующего вещества (ВФВ) перлита на фильтре 0,04 упл  $d = m$ . Характеристика суспензии: массовая доля твердой фазы  $X_T = 0,13$ ; температура  $t = 400$  С. Характеристика осадка: массовая доля жидкой фазы в осадке  $w = 0,60$ ; среднее удельное сопротивление  $a_{cp} = 247,8 \times 10^9$  м/кг. Характеристика фильтрующей перегородки: фильтровальная ткань; сопротивление, отнесенное к единице вязкости  $b = 35 \times 10^9$  1/м. Перепад давлений  $\Delta p = 27$  кПа; плотность твердой фазы  $\rho_T = 1000$  кг/м<sup>3</sup>; плотность жидкой фазы  $\rho_{ж} = 990$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость жидкой фазы  $\mu = 0,475 \times 10^{-3}$  Пас; продолжительность вспомогательных операций 1500 с. Характеристика фильтровального порошка: перлит; плотность твердой фазы 2180 кг/м<sup>3</sup>; концентрация суспензии 2,37 % масс; масса твердой фазы, отлагающейся на фильтре при получении единицы объема фильтрата 26,32 кг/м<sup>3</sup>; перепад давлений при фильтровании 44,03 кПа; содержание жидкой фазы в отфильтрованном осадке 76,26 % масс; пористость осадка 0,876; среднее

удельное сопротивление осадка  $a_{cp}=2,676 \times 10^9$  м/кг; сопротивление фильтрующего основания  $b=3,405 \times 10^9$  1/м.

20. Определить объемную производительность по суспензии  $L_{vc}$ , м<sup>3</sup>/с центрифуги ФГШ-401К-02 с невзрывозащищенным электрооборудованием. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии  $X_t=0,32$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=1,2 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_t=1300$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=1050$  кг/м<sup>3</sup>; температура суспензии 200 °С; диаметр улавливаемых частиц  $d_t \geq 150$  мкм; удельное объемное сопротивление осадка  $r_0=1,2 \cdot 10^{11}$  м<sup>-2</sup>; сопротивление фильтрующей перегородки  $R_{фп}=8,2 \cdot 10^9$  м<sup>-1</sup>; удельный объем промывной жидкости  $V_{пр.ж}=1,2 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/кг; плотность промывной жидкости  $\rho_{пр}=998$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость промывной жидкости  $\mu_{пр}=0,98 \times 10^{-3}$  Па·с. Технические характеристики центрифуги: наибольший внутренний диаметр  $D_m=400$  мм; наибольший фактор разделения  $K_p=1500$ ; ширина щели сита  $0,15 \pm 0,02$  мм; наибольшая частота вращения ротора  $n=2575$  об/мин.

21. Определить массовую производительность по суспензии  $m_c$ , кг/с и осадку  $m_{ос}$ , кг/с фильтрующей горизонтальной центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка  $\frac{1}{2}$ ФГП-401К-05 с невзрывозащищенным электрооборудованием. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии  $X_t=0,38$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=1,6 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_t=1640$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=1180$  кг/м<sup>3</sup>; температура суспензии 250 °С; диаметр улавливаемых частиц  $d_t \geq 150$  мкм; удельное объемное сопротивление осадка  $r_0=1,3 \cdot 10^{11}$  м<sup>-2</sup>; сопротивление фильтрующей перегородки  $R_{фп}=8,0 \cdot 10^9$  м<sup>-1</sup>; удельный объем промывной жидкости  $V_{пр.ж}=1,3 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/кг; плотность промывной жидкости  $\rho_{пр}=1000$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость промывной жидкости  $\mu=0,98 \times 10^{-3}$  Па·с. Технические характеристики центрифуги: количество каскадов 2; внутренние диаметры первого и второго каскадов  $D_1=400$  мм и  $D_2=471$  мм; наибольшая частота вращения  $n=1600$  об/мин; наибольший фактор разделения второго каскада



$KP_2=665$ ; ширина щели сита 0,16 мм; наибольшее число двойных ходов толкателя в минуту 45.

22. Определить массовую производительность по суспензии  $m_c$ , кг/с фильтрующей горизонтальной центрифуги с пульсирующей выгрузкой осадка  $\frac{1}{2}$ ФГП-809 К-05 с невзрывозащищенным электрооборудованием. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии (в виде волокнистых легковоспламеняющихся материалов)  $X_T=0,48$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=1,56 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_T=1680$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=1140$  кг/м<sup>3</sup>; температура суспензии 250°C; диаметр улавливаемых частиц  $d_T \geq 220$  мкм; удельное объемное сопротивление осадка  $r_0=1,12 \cdot 10^{11}$  м<sup>-2</sup>; сопротивление фильтрующей перегородки  $R_{ФП}=6,6 \cdot 10^9$  м<sup>-1</sup>; удельный объем промывной жидкости  $V_{пр.ж}=1,4 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/кг; плотность промывной жидкости  $\rho_{пр}=998$  кг/м<sup>3</sup>; вязкость промывной жидкости  $\mu_{пр}=0,986 \times 10^{-3}$  Па·с. Технические характеристики центрифуги: количество каскадов 2; внутренние диаметры первого и второго каскадов  $D_1=800$  мм и  $D_2=887$  мм; наибольшая частота вращения  $n=1200$  об/мин; наибольший фактор разделения второго каскада  $KP_2=713$ ; ширина щели сита 0,25 мм; наибольшее число двойных ходов толкателя в минуту 45.

23. Определить среднюю производительность фильтрующей центрифуги периодического действия типа ФМД-1253 К-01 на основании данных, полученных на лабораторной центрифуге. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии  $X_T=0,21$ ; отношение объема осадка к объему загруженной суспензии  $x_1 = V_{ос} / V_c = 0,34$ ; порозность осадка  $\varepsilon_{ос}=0,45$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu_{ж}=1,12 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_T=1560$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=998$  кг/м<sup>3</sup>; удельное объемное сопротивление осадка  $r_0=5,7 \cdot 10^{11}$  м<sup>-2</sup>; сопротивление фильтрующей перегородки  $R_{ФП}=6,2 \cdot 10^9$  м<sup>-1</sup>; удельный объем промывной жидкости  $V_{пр.ж}=1,1 \cdot 10^{-3}$  м<sup>3</sup>/кг; вязкость промывной жидкости  $\mu=0,90 \times 10^{-3}$  Па·с; время сушки осадка  $\tau_c=90$  с; время, затрачиваемое на вспомогательные операции  $\tau_b=300$  с. Технические характеристики центрифуги: внутренний

диаметр  $D=1250$  мм; длина барабана  $l_b=400$  мм; рабочая емкость барабана  $V_b=0,315$  м<sup>3</sup>; предельная загрузка  $m_c \leq 400$  кг; частота вращения  $n=1500$  об/мин; фактор разделения  $K_p=630$ ; продолжительность рабочего цикла  $t_p \geq 20$  мин.

24. Рассчитать массовую производительность по суспензии  $m_c$ , кг/с центрифуги ОГШ-320 по заданной крупности разделения  $d_m=6$  мкм. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии  $X_t=0,18$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,86 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_t=1700$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=990$  кг/м<sup>3</sup>; осадок не требует промывки. Техническая характеристика центрифуги: диаметр барабана  $D=320$  мм; относительная длина барабана  $L/D=1,66$ ; максимальная частота вращения ротора  $n_m=58,3$  с<sup>-1</sup>; фактор разделения  $K_p=2200$ ; расчетная производительность по осадку  $m_{oc}=500$  кг/ч; диаметр сливного борта  $D_6=230$  мм, длина зоны осаждения  $l=215$  мм.

25. Рассчитать массовую производительность по суспензии  $m_c$ , кг/с центрифуги ОГШ-500 по заданной крупности разделения  $d_m=8$  мкм. Исходные данные к расчету: массовая доля твердой фазы в суспензии  $X_t=0,30$ ; вязкость жидкой фазы  $\mu=0,85 \times 10^{-3}$  Па·с; плотности твердой и жидкой фаз  $\rho_t=1390$  кг/м<sup>3</sup> и  $\rho_{ж}=995$  кг/м<sup>3</sup>; осадок не требует промывки. Техническая характеристика центрифуги: диаметр барабана  $D=500$  мм; относительная длина барабана  $L/D=1,8$ ; максимальная частота вращения ротора  $n_m=44,7$  с<sup>-1</sup>; фактор разделения  $K_p=2000$ ; расчетная производительность по осадку  $m_{oc}=2000$  кг/ч; диаметр сливного борта  $D_6=380$  мм, длина зоны осаждения  $l=450$  мм [20,26,27].

## Задачи по насосам и компрессорам

Пример 1. Пересчет характеристик насоса при изменении частоты вращения

Дана характеристика насоса К 170-33 при частоте вращения 1450 об/мин (табл. 22). Пересчитать характеристики на частоту вращения 750 об/мин.

Таблица 22

Характеристики насоса К 170-33 при частоте вращения 1450 об/мин

Q, м <sup>3</sup> /ч	40	11	140	170	190	240
H, м	38	37	36	33	31	23
η, %	40	40	75	77	75	67

При пересчете используем коэффициенты:

– для подачи  $k_Q = n_2/n_1 = 725 / 1450 = 0,5$ ;

– для напора  $k_H = (n_2/n_1)^2 = k_Q^2 = 0,25$ .

Пересчитанные характеристики приведены в табл. 23 и на рис. 7.

Таблица 23

Характеристики насоса К 170-33 частоте вращения при 725 об/мин

Q, м <sup>3</sup> /ч	20	55	70	85	95	120
H, м	9,5	9,25	9	8,25	7,75	5,25
η, %	40	40	75	77	75	57

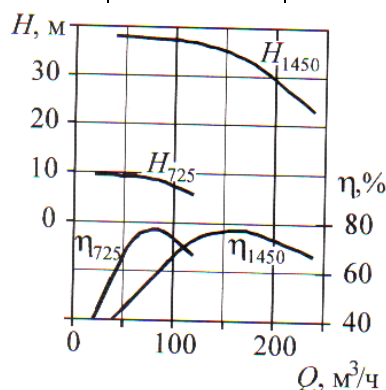


Рис.7 - Пересчет характеристик насоса К 170-33

### Контрольная задача.

Характеристики центробежного насоса при частоте вращения 1450 об/мин: подача Q, л/с, напор H, м, и мощность насосной установки N, кВт, представлены в табл. 23. Построить характеристику КПД насосной установки. Определить напор, мощность и КПД установки при частоте вращения 16 Гц и подаче 50 м<sup>3</sup>/ч. Определить поле рабочих параметров (рабочую часть) при обеих частотах вращения.

Таблица 24

### Варианты задач по насосному оборудованию

№	Характеристики	№	Характеристики
1	Q 0,2 9,5 19,0 28,5 38,0 H 28,7 31,9 31,6 27,9 20,7 N 3,6 9,4 11,5 14,7 24,2	14	Q 0,0 12,2 24,4 36,6 48,8 H 27,1 30,4 30,2 26,4 19,1 N 3,3 9,3 11,5 14,8 24,1
2	Q 0,0 13,3 26,6 39,9 53,2 H 28,7 32,6 32,6 28,6 20,7 N 2,5 10,3 13,3 17,6 29,8	15	Q 0,0 10,8 21,6 32,4 43,2 H 24,7 30 30,4 26,1 6,7 N 2,2 7,7 9,9 12,7 19,1
3	Q 0,0 7,5 15,0 22,5 30,0 H 24,2 27,5 27,3 23,5 16,2 N 2,7 6,3 7,6 9,4 14,3	16	Q 0,0 13,3 26,6 39,9 53,2 H 26 28,7 28,3 24,7 18 N 3,1 9,6 11,9 15,4 25,5
4	Q 0,0 12,3 24,6 36,9 49,2 H 22,9 26 25,7 22 14,9 N 3,4 9,7 11,9 15,0 23,1	17	Q 0,0 10,8 21,6 32,4 43,2 H 23,8 28,6 28,9 24,6 15,8 N 3,3 8,7 10,9 13,6 19,8
5	Q 0,0 13,0 26,0 39,0 52,0 H 26 28,7 28,3 24,7 18 N 1,4 7,3 9,4 12,6 21,8	18	Q 0,0 8,8 17,6 26,4 35,2 H 23,3 28,3 28,6 24,3 15,3 N 0,0 14,1 28,2 42,3 56,4
6	Q 0,0 5,8 11,6 17,4 23,2 H 27 30,3 30,1 26,3 19 N 2,4 5,4 6,4 8,0 12,6	19	Q 0,0 5,2 10,4 15,6 20,8 H 25,5 28,6 28,3 24,6 17,5 N 1,7 4,4 5,4 6,8 10,9
7	Q 0,0 5,6 11,2 16,8 22,4 H 29,9 32 31,4 28 21,9 N 2,9 6,2 7,4 9,3 15,4	20	Q 0,0 10,8 21,6 32,4 43,2 H 28,6 31,8 31,5 27,8 20,6 N 2,8 9,3 11,7 15,4 26,1
	Q 0,0 5,9 11,8 17,7 23,6		Q 0,0 14,1 28,2 42,3 56,4

8	H 29,4 34 34,2 30 21,4 N 3,5 7,2 8,6 10,6 16,2	21	H 29,8 33,7 33,7 29,7 21,8 N 1,9 9,4 12,3 16,5 28,7
9	Q 0,0 7,5 15,0 22,5 30,0 H 28,3 33,8 34,3 29,8 20,3 N 3,6 8,6 10,6 13,3 20,2	22	Q 0,0 9,9 19,8 29,7 39,6 H 20,2 23 22,6 19 12,2 N 3,1 7,1 8,5 10,3 14,7
10	Q 0,0 11,8 23,6 35,4 47,2 H 20,4 24,2 24,1 20,2 12,4 N 2,6 7,2 8,9 11,0 15,5	23	Q 0,0 6,2 12,4 18,6 24,8 H 25,3 29,2 29,2 25,2 17,3 N 1,9 5,2 6,4 8,1 12,6
11	Q 0,0 13,2 26,4 39,6 52,8 H 26,3 29,1 28,7 25,1 18,3 N 1,5 8,1 1,5 14,0 24,3	24	Q 0,0 5,4 10,8 16,2 21,6 H 25,1 30,2 30,6 26,2 17,1 N 3,1 6,2 7,4 8,9 12,6
12	Q 0,0 14,2 28,4 42,6 56,8 H 27,8 32,1 32,2 28,1 19,8 N 1,6 10,3 13,6 18,3 31,0	25	Q 0,0 14,7 29,4 44,1 58,8 H 23,3 28,3 28,6 24,3 15,3 N 0,0 14,1 28,2 42,3 56,4
13	Q 0,0 14,2 28,4 42,6 56,8 H 22,6 25,2 24,7 21,2 14,6 N 3,8 10,1 12,3 15,5 23,9		

### Пример 2. Расчет внутренней работы и изотермического КПД.

Определим изотермический КПД ступени поршневого компрессора, сжимающей воздух, имеющий температуру на входе в компрессор  $T_1 = 293$  К ( $20^\circ\text{C}$ ). Ход поршня  $X = 0,22$  м, частота компрессора  $n_{\text{пр}} = 600 \text{ мин}^{-1}$  ( $10 \text{ с}^{-1}$ ). По индикаторной диаграмме давление в рабочем цилиндре при всасывании  $p_1 = 92$  кПа, при нагнетании  $p_2 = 300$  кПа.

Показатель политропы сжатия  $n = 1,25$ .

Изотермический КПД определим по выражению:  $\eta_{\text{из}} = \frac{l_{\text{из}}}{l_i}$  (108)

Степень сжатия  $\epsilon = p_2/p_1 = 300/92 = 3.26$  (109)

Скорость поршня  $v_n = 0,5 X n_{\text{пр}} = 0,5 \cdot 0,22 \cdot 10 = 1,1 \text{ м/с}$  (110)

Коэффициенты потерь давления:

$$\delta_{\text{вс}} = 0,108 \frac{\rho_0 v_n^2}{p_1^{0,3}} = 0,108 \frac{1,293 \cdot 1,1^2}{92000^{0,3}} = 0,0055 \quad (111)$$

$$\delta_{\text{наг}} = 0,0457 \frac{\rho_0 v_n^2}{p_2^{0,3}} = 0,0457 \frac{1,293 * 1,1^2}{300000^{0,3}} = 0,0016 \quad (112)$$

$$\begin{aligned} \text{Внутренняя работа } l_i &= RT_1 \left[ \frac{k}{k-1} \left( \varepsilon^{\frac{k-1}{k}} - 1 \right) + \delta_{\text{вс}} + \delta_{\text{нагн}} \varepsilon^{\frac{k-1}{k}} \right] = \\ 287 * 293 \left[ \frac{1,4}{1,4-1} \left( 3,26^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right) + 0,0055 + 0,0016 * 3,26^{\frac{1,4-1}{1,4}} \right] &= 118860 \text{ Дж.} \end{aligned} \quad (113)$$

Работа изотермического сжатия:

$$L_{\text{из}} = RT_1 \ln \varepsilon = 287 * 293 * \ln 3,26 = 99370 \text{ Дж/кг} \quad (114)$$

$$\text{Изотермический КПД } \eta_{\text{из}} = \frac{99370}{118860} = 0,84 \quad (115)$$

### Контрольная задача

Одноступенчатый поршневой компрессор имеет поршень диаметром  $D$ , мм, длина хода поршня  $X$ , мм, частота движения поршня  $n$ , об/мин. Относительный объем мертвого пространства компрессора 5%. Компрессор сжимает воздух от условий окружающей среды (740 мм рт. ст., 20 °С) до избыточного давления  $p$ , МПа (табл. 25). Определить подачу (в м<sup>3</sup>/мин при условиях всасывания) и потребляемую компрессором мощность [28,29].

Таблица 25

### Варианты задания

№	D	X	n	p	№	D	X	n	p	№	D	X	n	p
1	330	490	290	0,48	11	530	660	340	0,67	21	730	970	150	0,65
2	850	960	320	0,42	12	570	750	310	0,57	22	880	910	170	0,30
3	320	540	340	0,37	13	340	470	300	0,21	23	440	590	160	0,28
4	300	540	280	0,32	14	560	750	330	0,51	24	590	810	220	0,36
5	390	490	330	0,69	15	320	450	340	0,33	25	540	730	340	0,62
6	780	980	320	0,34	16	330	510	200	0,30					
7	650	800	150	0,65	17	570	770	310	0,42					
8	720	840	260	0,65	18	370	560	270	0,37					
9	830	900	180	0,34	19	700	890	170	0,51					
10	670	900	310	0,35	20	840	960	300	0,62					

## Библиографический список

1. Зиннатуллин, Н.Х. Процессы и аппараты химической технологии, конспект лекций / Н.Х. Зиннатуллин. – Казань: КГТУ, 2003. – 109 с.
2. Семакина, О.К. Машины и аппараты химических производств: учебное пособие. Часть 1 / О.К. Семакина. – Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2003. – 118 с.
3. Агабеков, В.Е. Нефть и газ: технологии и продукты переработки / В.Е. Агабеков, В.К. Косяков. — Ростов-на-Дону: Феникс, 2014. - 458 с.
4. Коршак, А. А. Основы нефтегазового дела: учебник для вузов / А.А. Коршак, А.М. Шаммазов. - Уфа.: ООО «Дизайн Полиграф Сервис», 2005. — 528 с.
5. Банных, О.П. Основные конструкции и тепловой расчет теплообменников: учебное пособие / О.П. Банных. - СПбНИУ ИТМО, 2012. – 42 с.
6. Калекин, В.С. Тепломассообменное и реакционное оборудование химических производств: Учеб. пособие / В.С. Калекин, В.А. Плотников. - Омск: Изд-во ОмГТУ, 2003. 124 с.
7. Калекин, В.С. Машины и аппараты химических производств: учебное пособие / В.С. Калекин, В.А. Плотников. – Омск: Изд-во ОмГТУ, 2004. – 344 с.
8. Фролов, В.Ф. Лекции по курсу «Процессы и аппараты химической технологии» / В.Ф. Фролов. СПб.: Химиздат, 2003. – 608 с.
9. Борисов, Г.С. Основные процессы и аппараты химической технологии: Пособие по проектированию / Г.С. Борисов [и др.] 2-изд., -М.: Химия, 1991. -496 с.
10. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. Изд. 2-е, в 2-х кн. Часть 1. Теоретические основы процессов химической технологии. Гидромеханические и тепловые процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 400 с.

11. Тимонин, А.С. Машины и аппараты химических производств: учебное пособие для студ.вузов / А.С. Тимонин, Б.Г. Балдин, В.Я. Борщев и др.; Под общ. ред. А.С. Тимониной. - Калуга: Изд-во Н.Ф. Бочкаревой, 2008. - 871 с.
12. Дытнерский, Ю.И. Процессы и аппараты химической технологии: учебник для вузов. Изд. 2-е, в 2-х кн. Часть 2. Массообменные процессы и аппараты / Ю.И. Дытнерский. – М.: Химия, 1995. – 368 с.
13. Сокол, Б.А. Насадки массообменных колонн: науч. изд. / Б.А. Сокол, А.К. Чернышев, Д.А. Баранов, М.Г. Беренгартен, Б.В. Левин ; Под ред. Баранова Д.А. - М. : [б. и.], 2009. - 358 с.
14. Поникаров, И.И. Машины и аппараты химических производств и нефтегазопереработки: учебник для вузов / И.И. Поникаров, М.Г. Гайнуллин. - 2-е изд., перераб. и доп. - М.: Альфа-М, 2006. - 608 с.
15. Поникаров, И.И. Машины и аппараты химических производств: учебник для вузов / И.И. Поникаров, О.А. Перельгин, В.Н. Доронин, М.Г. Гайнуллин. – М.: Машиностроение, 1989. – 368 с.
16. Семакина, О.К. Машины и аппараты химических производств: учебное пособие. Часть 2 / О.К. Семакина, В.М. Миронов. - Томск: Изд-во Томского политехнического университета, 2012. – 126 с.
17. Соколов, Р.С. Химическая технология: Учеб. пособие для студ. высш. учеб. заведений: В 2 кн. М.: Гуманит. изд. центр ВЛАДОС, 2000. - 816 с.
18. Павлов, К.Ф. Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии: учебное пособие для вузов / К.Ф. Павлов, П.Г. Романков, А.А. Носков. – Л.: Химия, 1987. – 576 с.
19. Айнштейн, В.Г. Общий курс процессов и аппаратов химической технологии: Учебник: В 2 кн. / В.Г. Айнштейн, М.К. Захаров, Г.А. Носов и др., под ред. В.Г. Айнштейна. - М.: Высш. школа, 2003. 1784 с.
20. Алексеев, В.В. Машины и аппараты химических производств. Контрольные вопросы и задания по машинам и аппаратам химических



производств: учебное пособие / В.В. Алексеев, Булкин В.А., Теляков Э.Ш., В.А. Алексеев, В.О. Лукин, С.В. Рачковский. – Казань: КГТУ; 2008. – 305 с.

21. Практикум по курсу процессов и аппаратов химической технологии : учеб. пособие / Под ред. А.М. Кутепова, Д.А. Баранова. - Сочи: ООО «Стерх», 2012. - 340 с

22. Романков, П.Г. Методы расчета процессов и аппаратов химической технологии (примеры и задачи): учеб. пособие для вузов / П.Г. Романков, В.Ф. Фролов, О.М. Флисюк. – 3-е изд., испр. – СПб.: ХИМИЗДАТ, 2009. – 496 с.

23. Доманский, И.В. Машины и аппараты химических производств, примеры и задачи: учебное пособие // И.В. Доманский, В.П. Исаков, Г.М. Островский, А.С. Решанов, В.Н. Соколов. – Л.: Машиностроение, 1982. – 384 с.

24. Хантургаев, А.Г. Методическое пособие по расчету трехкорпусной выпарной установки по курсу «Процессы и аппараты пищевых производств», «Процессы и аппараты химических технологий» / А.Г. Хантургаев, С.С. Ямпилов, Г.И. Хантургаева, В.Г. Блекус, Л.Е. Полякова, Л.К. Норбоева, Г.И. Хараев, Ж.Б. Цыбенков. - Улан-Удэ: ИПЦ ВСГТУ, 2006. - 57 с.

25. Поникаров, И.И. Конструирование и расчет элементов химического оборудования: учебник для вузов / И.И. Поникаров, С.И. Поникаров. - М.: Альфа - М, 2010. - 382 с.

26. Поникаров, И.И. Расчеты машин и аппаратов химических производств и нефтегазопереработки (примеры и задачи): учеб. пособие для вузов / И.И. Поникаров, С.И. Поникаров, С.В. Рачковский. - М.: Альфа-М, 2008. - 720 с.

27. Кутепов, А.М. Практикум по процессам и аппаратам химической технологии / Под общ. ред. А.М. Кутепова, Д.А. Баранова. - 2-е изд., перераб. - М.: Изд-во МГУИЭ, 2005. - 328 с.

28. Трубаев, П.А. Практикум по гидравлическим машинам и компрессорам: Учеб. пособие/ П. А. Трубаев, П. В. Беседин. – Белгород: Изд-во БелГТАСМ, 2001. – 108 с

29. Тарасова, Л.А. Расчет центробежного насоса : метод. указ. / Л.А. Тарасова, В.Э. Кравцов, М.В. Шилин. - М. : Университет машиностроения, 2013. - 39 с.

*Учебное издание*

**Мухаматдинов Ирек Изаилович  
Набиев Айрат Ильясович  
Кемалов Алим Фейзрахманович**

**МАШИНЫ И ОБОРУДОВАНИЕ НЕФТЕГАЗОВОГО  
ПРОИЗВОДСТВА**

Дизайн обложки  
***М.А. Ахметов***

Подписано в печать 15.02.2016  
Бумага офсетная. Печать цифровая.  
Формат 60х84 1/16. Гарнитура «Times New Roman». Усл. печ. л. 327.  
Тираж      экз. Заказ

Отпечатано с готового оригинал-макета  
в типографии Издательства Казанского университета

420008, г. Казань, ул. профессора Нужи́на, 1/37  
тел. (843) 233-73-59, 233-73-28